Rockwell Automation

罗克韦尔自动化技术丛书

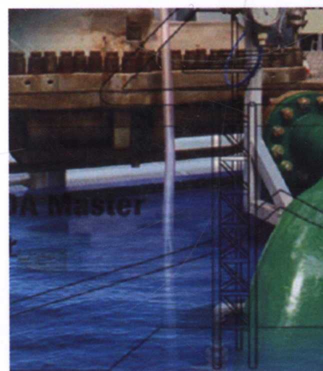
ControlLogix系统在污水处理行业中的应用

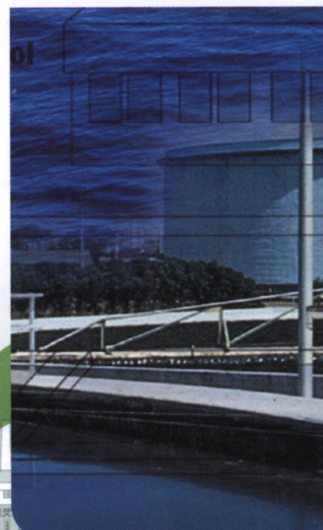
主　编　钱晓龙　姜　恺

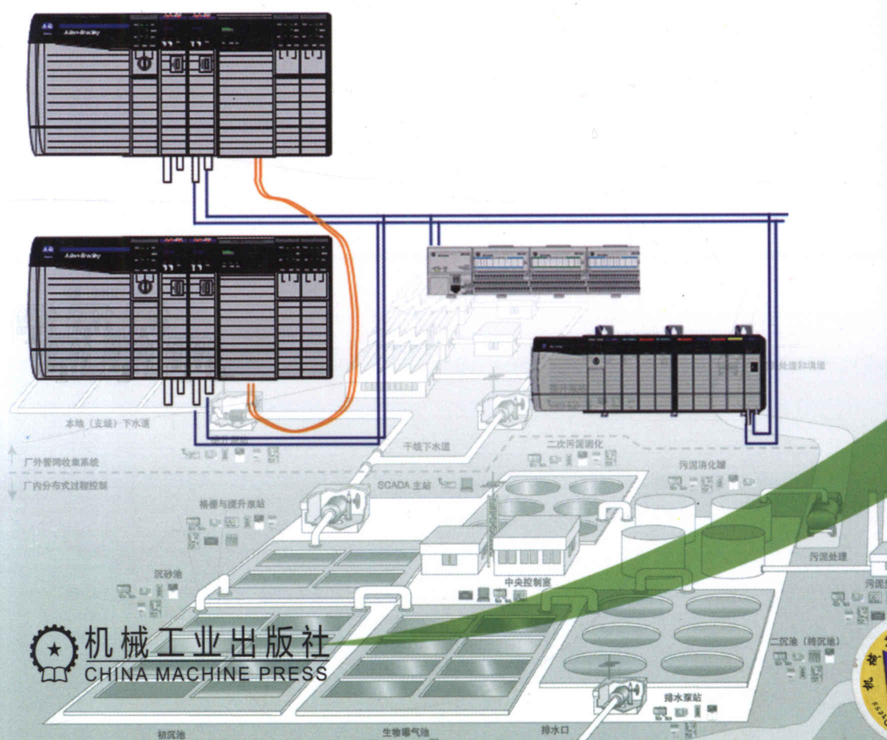
副主编　刘　翔　于美玲

主　审　段永康











机械工业出版社

CHINA MACHINE PRESS



VISIT…

LANZAROTE Caliente.com

罗克韦尔自动化技术丛书

ControlLogix 系统
在污水处理行业中的应用

主　编　钱晓龙　姜　恺
副主编　刘　翔　于美玲
主　审　段永康



机 械 工 业 出 版 社

本书是罗克韦尔自动化公司的 ControlLogix 系统在自来水行业的应用类教材。本书言简意赅、通俗易懂地介绍了 ControlLogix 系统、ControlNet、DeviceNet和 RSView SE 组态软件，更多的篇幅介绍了如何将 RSLogix5000 软件的编程功能运用到污水处理厂控制系统的设计当中，进而反映出该产品的优势。

全书以 ControlLogix 系统为对象，其中第 1 章介绍了污水厂的水质指标和污水工艺流程；第 2 章介绍了污水控制系统中 ControlLogix 硬件的配置方案；第 3 章分析了污水的预处理控制系统程序，讲述了如何将 AOI 和 UDT 及数组功能结合到格栅和泵的起停控制系统的设计中，给出了更高效的 PlatePAx 系统解决方案，结合精确曝气系统讲述了高级过程控制指令 APC 的使用；第 4 章讲述了出水处理控制系统的控制思想；第 5 章探讨了污泥处理系统真的技术方案和污泥焚烧的控制方法；第 6 章讲解了中水回用技术及列举了一个典型工程实例，重点分析了超滤系统和反渗透系统的程序设计方法。

本书立足提高从事自动化专业的工程技术人员和自动化专业的学生对罗克韦尔自动化公司 ControlLogix 产品的综合运用能力。同时可作为罗克韦尔自动化公司的高级培训教材。

图书在版编目（CIP）数据

ControlLogix 系统在污水处理行业中的应用/钱晓龙，姜恺主编. —北京：机械工业出版社，2011. 8

（罗克韦尔自动化技术丛书）

ISBN 978-7-111-35489-5

Ⅰ. ①C…　Ⅱ. ①钱…　②姜…　Ⅲ. ①可编程序控制器 - 应用 - 污水处理　Ⅳ. ①TP332. 3②X703

中国版本图书馆 CIP 数据核字（2011）第 152682 号

机械工业出版社（北京市百万庄大街 22 号　邮政编码 100037）

策划编辑：林春泉　责任编辑：吕　潇　版式设计：霍永明

责任校对：王　欣　封面设计：鞠　杨　责任印制：杨　曦

北京双清印刷厂印刷

2011 年 10 月第 1 版第 1 次印刷

184mm × 260mm · 16. 5 印张 · 406 千字

0 001—3 000册

标准书号：ISBN 978-7-111-35489-5

定价：45.00 元

凡购本书，如有缺页、倒页、脱页，由本社发行部调换

电话服务　　网络服务

社服务中心：(010) 88361066　　门户网：http：//www. cmpbook. com

销售一部：(010) 68326294　　教材网：http：//www. cmpedu. com

销售二部：(010) 88379649

读者购书热线：(010) 88379203　　**封面无防伪标均为盗版**

前　言

人们生活水平在提高的同时，工业废水回用率也在同步提高，生活污水占城市污水的比率已由过去的30%提高到50%以上，部分经济发达城市已接近70%，而目前我国平均城市污水处理率不足40%。据监测，目前全国多数城市地下水受到一定程度的点状和面状污染，且有逐年加重的趋势。日趋严重的水污染不仅降低了水体的使用功能，进一步加剧了水资源短缺的矛盾，对中国正在实施的可持续发展战略带来了严重影响，而且还严重威胁到城市居民的饮水安全和人民群众的健康。

罗克韦尔自动化公司作为世界知名的自动化公司，在污水处理行业有着最先进的控制平台和成熟的解决方案。为了与大家共享这些成果，同时给控制系统的开发和污水处理厂的生产维护提供一些借鉴，进而提高污水处理的质量和效率。东北大学罗克韦尔自动化实验室在2009年10月受罗克韦尔自动化公司自动化事业部总经理段永康先生的委托，在水行业经理姜恺先生的主持下，开始制定教材大纲。编写的宗旨是将ControlLogix系统的产品特点结合到实际系统的案例中，写出的教材既有理论基础，又能体现出产品的优势，同时对今后解决方案标准化的制定工作起到指导性的作用。经过几个月的现场实地调研后，我们搜集了大量结合工艺和产品特点的素材，并重点对浙江省杭州市七格污水处理和北京市小红门污水厂的控制系统进行了研究和分析，在多方的支持和配合下，编写了这本针对污水行业特点的应用类教材。

本书是东北大学罗克韦尔自动化实验室的老师和同学们共同努力的结果，是集体智慧的结晶。其中罗克韦尔自动化公司水行业经理姜恺先生负责编写第1章污水系统处理工艺；钱晓龙编写第2章给污水系统集成架构配置方案和第4章出水处理控制系统；刘翔和原魁编写第3章预处理控制系统；于美玲编写第5章污泥处理系统；曹龙、张星、王治国编写第6章中水回用技术及工程实例。中国传媒大学外国语学院李阳老师负责第4、5、6章中涉及的英文资料的翻译工作；梁岩、何双萍、黄鼎鼎同学也参加了部分编写工作和实验设计，同时他们还对书中的所有实验进行了验证。本书也得到了国家自然科学基金重点项目（71032004）的支持，在对精确曝气系统的编写方面得到了北京工业大学乔俊飞教授的指导，在这里一并表示感谢。罗克韦尔自动化公司水行业专员黄阳女士、朱德文先生参与了本书部分提纲的编写，系统集成商SIPAI的周一军总工给予了项目的现场支持，在编辑的最后阶段进行了认真的审核；姜恺先生负责本书的审稿工作。罗克韦尔自动化公司中国大学项目部的丁慧君女士、李磊先生、李淼小姐和吕颖珊小姐也一直关注着本书的出版，他们给予了我们各方面的帮助，同时也提出了大量宝贵的意见，在此表示最诚挚的谢意。

特别需要指出的是，我们还荣幸地邀请到了本教材的编写顾问：杭州市七格污水处理厂

工程建设指挥部指挥长陈阶亮先生、中国市政工程华北设计研究院设计二所韩勇、任志远先生，他们对本教材的编写提出了大量的宝贵意见，在此表示最诚挚的谢意。由于编者水平有限，对水厂控制系统实际应用的积累还很不够，书中难免有错误和不妥之处，敬请广大读者批评指正。

编者于东北大学

2011 年 9 月 15 日

目　　录

前言
第 1 章　污水处理系统工艺 …… 1
1.1　污水主要水质指标及排放标准 …… 1
1.2　污水处理厂的工艺流程 …… 4
1.3　污水处理厂的控制系统 …… 5
第 2 章　污水系统集成架构配置方案 …… 8
2.1　ControlLogix 硬件系统 …… 8
2.1.1　ControlLogix 控制器 …… 8
2.1.2　访问控制器 …… 8
2.1.3　框架及电源模块 …… 10
2.1.4　I/O 模块 …… 11
2.1.5　通信模块 …… 18
2.2　RSLogix5000 编程入门 …… 20
2.2.1　创建工程 …… 20
2.2.2　创建任务、程序及例程 …… 21
2.3　I/O 模块组态 …… 25
2.3.1　组态本地 I/O 模块 …… 25
2.3.2　组态本地模拟量模块 …… 30
2.3.3　组态远程 I/O 模块 …… 31
2.4　EtherNet/IP 网络组态 …… 35
2.5　ControlNet 网络组态 …… 39
2.5.1　通信实例：通过 NAP 口访问 ControlNet …… 39
2.5.2　ControlNet 网络优化 …… 40
2.5.3　ControlNet 网络参数 …… 41
2.6　ControlNet 扩展远程 I/O 模块 …… 43
2.6.1　ControlNet 扩展远程 I/O 模块概况 …… 43
2.6.2　扩展远程 I/O 应用实例 …… 44
2.7　DeviceNet 网络组态 …… 51
2.7.1　DeviceNet Scanner 模块 …… 51
2.7.2　DeviceNet 扩展远程 I/O 模块 …… 52
2.8　DeviceNet 扩展远程 I/O 应用实例 …… 54
2.8.1　RSNetWorx for DeviceNet 软件 …… 54
2.8.2　组态 1794 系列 Flex I/O …… 55
2.8.3　组态 1734 系列 Point I/O …… 58
2.9　下载工程 …… 60
2.10　ControlLogix 冗余系统 …… 61
2.10.1　冗余系统概述 …… 61

2.10.2 ControlLogix 冗余原理 …… 63
2.10.3 冗余系统的作用 …… 63
2.10.4 ControlLogix 冗余系统分类 …… 63
2.10.5 控制器冗余系统的组态过程 …… 66
第 3 章 预处理控制系统 …… 69
3.1 LCS1 ControlLogix 系统硬件及网络架构描述 …… 69
3.2 预处理系统 …… 70
3.2.1 预处理的主要构筑物 …… 70
3.2.2 预处理控制系统 …… 74
3.2.3 AOI 指令在预处理系统中的应用 …… 81
3.3 沉淀池系统 …… 92
3.3.1 沉淀池的原理与作用 …… 93
3.3.2 沉淀池的分类 …… 94
3.3.3 沉淀池控制系统 …… 97
3.4 生物池控制系统 …… 104
3.4.1 活性污泥法原理 …… 104
3.4.2 生物池的控制 …… 117
3.4.3 P_Mode 和 P_VSD 的应用 …… 122
3.4.4 曝气控制优化 …… 126
第 4 章 出水处理控制系统 …… 137
4.1 剩余污泥浓缩脱水处置 …… 137
4.2 水污染控制的化学法 …… 141
4.2.1 中和法概述 …… 141
4.2.2 酸性污水的中和处理 …… 142
4.2.3 碱性污水的中和处理 …… 143
4.2.4 加药间的控制 …… 144
4.3 出水消毒和排放 …… 146
4.3.1 紫外线消毒 …… 146
4.3.2 排水泵房控制 …… 148
第 5 章 污泥处理系统 …… 151
5.1 污泥的处理与处置 …… 151
5.1.1 概述 …… 151
5.1.2 污泥浓缩 …… 155
5.1.3 污泥稳定 …… 159
5.1.4 污泥的调理 …… 162
5.1.5 污泥脱水 …… 164
5.2 流化床焚烧炉焚烧工艺特性 …… 165
5.2.1 污泥焚烧工艺的工作原理 …… 165
5.2.2 系统硬件设计 …… 168
第 6 章 中水回用技术及工程实例 …… 170
6.1 中水系统 …… 170
6.1.1 中水水质指标 …… 170

6.1.2　中水系统的组成 …… 172
6.2　中水处理技术 …… 174
6.2.1　物理处理技术 …… 174
6.2.2　化学和物化处理技术 …… 176
6.2.3　好氧生物处理技术 …… 182
6.3　深度处理方法 …… 188
6.3.1　过滤 …… 188
6.3.2　膜分离技术 …… 193
6.3.3　微波技术 …… 196
6.4　微滤控制系统实例 …… 197
6.4.1　微滤系统设备 …… 197
6.4.2　控制系统网络结构图 …… 199
6.4.3　控制系统程序分析 …… 200
6.5　反渗透控制系统实例 …… 221
6.5.1　反渗透系统设备 …… 221
6.5.2　控制系统网络结构图 …… 223
6.5.3　反渗透进水程序分析 …… 224
6.5.4　反渗透单元程序分析 …… 230
参考文献 …… 255

第 1 章

污水处理系统工艺

我国是一个干旱缺水严重的国家。淡水资源总量为 28000 亿 m^3，占全球水资源的 6%，仅次于巴西、俄罗斯和加拿大，居世界第四位，但人均只有 2200m^3，仅为世界平均水平的 1/4、美国的 1/5，在世界上排名 121 位，是全球 13 个人均水资源最贫乏的国家之一。

除去难以利用的洪水泾流和散布在偏远地区的地下水资源后，中国实际可利用的淡水资源量会更少，仅为 11000 亿 m^3 左右，人均可利用水资源量约为 900m^3，并且其分布极不均衡。到 20 世纪末，全国 600 多座城市中，已有 400 多座城市存在供水不足问题，其中比较严重的缺水城市达 110 座，全国城市缺水总量为 60 亿 m^3。

据监测，目前全国多数城市地下水受到一定程度的点状和面状污染，且有逐年加重的趋势。日趋严重的水污染不仅降低了水体的使用功能，进一步加剧了水资源短缺的矛盾，对中国正在实施的可持续发展战略带来了严重影响，而且还严重威胁到城市居民的饮水安全和人民群众的健康。

我国污水处理产业发展较晚，新中国成立以来到改革开放前，我国污水处理的需求主要是以工业和国防尖端使用为主。改革开放后，国民经济的快速发展，人民生活水平的显著提高，拉动了污水处理的需求。进入 20 世纪 90 年代后，我国污水处理产业进入快速发展期，污水处理需求的增速远高于全球水平。

发达国家经验表明，社会总产值每增加 1%，废水排放量将增加 0.26%。工业总产值每增加 10%，工业废水排放量将增加 0.17%。城市的发展和城市人口的增加，使生产污水排放量会有很大的增长。既要开源又要节流，做好水资源开发利用总体规划，实现水资源优化配置。应按照水与人口、经济、环境相协调的可持续发展观念，搞好水资源开发利用保护的总体规划。

从总体上看，我国污水处理正在经历由规模小、水平低、品种单一、严重不能满足需求到具有相当规模和水平、品种质量显著提高和初步满足国民经济发展要求的深刻转变，污水处理的需求将逐步实现自给。

1.1 污水主要水质指标及排放标准

目前，城市污水中主要污染物有：

1）悬浮固体：城镇污水中含有的悬浮固体（Suspended Solids，SS）一般为 100 ~ 350mg/L，使污水呈浑浊状态。

2）有机物：包括蛋白质、碳水化合物、油脂等，有机物又分可溶性和不溶性两种，后

者通常存在于悬浮固体中。当大量有机物排入受纳水体后，微生物就会很快繁殖，并消耗水中的溶解氧，使受纳水体变得浑浊不清，鱼类和水生植物无法生存，水体受到严重污染。

3）病原体：污水中的病原体包括致病的细菌、病毒和寄生虫卵等。

4）植物营养盐：通常指氮和磷，其主要来源是动物和人类的排泄物及工业废水。含有大量氮、磷的污水排入静止或流动湖泊、水库、近海或半封闭的海湾，会导致受纳水体的富营养化，产生水华或赤潮。

1. 物理性指标

（1）温度

许多工业排出的废水都有较高的温度，这些废水排入水体使其水温升高，引起水体的热污染。水温升高会影响水生生物的生存和对水资源的利用。氧气在水中的溶解度随水温的升高而减小，这样，一方面水中溶解氧减少，另一方面水温升高加速耗氧反应，最终导致水体缺氧或水质恶化。

（2）色度

色度是一项感官性指标。一般纯净的天然水是清澈透明的，即无色的。但带有金属化合物或有机化合物等有色污染物的污水呈各种颜色。将有色污水用蒸馏水稀释后与参比水样对比，一直稀释到两水样色差一样，此时污水的稀释倍数即为其色度。

（3）嗅和味

嗅和味同色度一样也是感官性指标，可定性反映某种污染物的多少。天然水是无嗅无味的。当水体受到污染后会产生异样的气味。水的异臭来源于还原性硫和氮的化合物、挥发性有机物和氯气等污染物质。不同盐分会给水带来不同的异味。如氯化钠带咸味，硫酸镁带苦味，硫酸钙略带甜味等。

（4）固体物质

水中所有残渣的总和称为总固体（Total Solids，TS），总固体包括溶解固体（Dissolved Solids，DS）和悬浮固体（SS）。水样经过过滤后，滤液蒸干所得的固体即溶解性固体（DS），滤渣脱水烘干后即悬浮固体（SS）。固体残渣根据挥发性能可分为挥发性固体（Volatilization Solids，VS）和固定性固体（Fixed Solids，FS）。将固体在600℃的温度下灼烧，挥发掉的量即挥发性固体（VS），灼烧残渣则是固定性固体（FS）。溶解性固体表示盐类的含量，悬浮固体表示水中不溶解的固态物质的量，挥发性固体反映固体中有机成分的量。

水体含盐量多将影响生物细胞的渗透压和生物的正常生长。悬浮固体将可能造成水道淤塞。挥发性固体是水体有机污染的重要来源。

2. 化学性指标

（1）有机物

生活污水和某些工业废水中所含的碳水化合物、蛋白质、脂肪等有机化合物在微生物作用下最终分解为简单的无机物质、二氧化碳和水等。这些有机物在分解过程中需要消耗大量的氧，故属耗氧污染物。耗氧有机污染物是使水体产生黑臭的主要原因之一。

污水的有机污染物的组成较复杂，现有技术难以分别测定各类有机物的含量，通常也没有必要。从水体有机污染物看，其主要危害是消耗水中溶解氧。在实际工作中一般采用生化需氧量（Biochemical Oxygen Demand，BOD）、化学需氧量（Chemical Oxygen Demand，COD）、总有机碳（Total Organic Carbon，TOC）、总需氧量（Total Oxygen Demand，TOD）

等指标来反映水中需氧有机物的含量。其中 TOC、TOD 的测定都是燃烧化学氧化反应，前者测定结果以碳表示，后者则以氧表示。TOC、TOD 的耗氧过程与 BOD 的耗氧过程有本质的区别，而且由于各种水样中有机物质的成分不同，生化过程差别也比较大。各种水质之间 TOC 和 TOD 与 BOD 不存在固定的相关关系。在水质条件基本相同的条件下，BOD 与 TOC 或 TOD 之间存在一定的相关关系。

（2）无机性指标

1）植物营养元素：污水中的 N、P 为植物营养元素，从农作物生长角度看，植物营养元素是宝贵的物质，但过多的 N、P 进入天然水体却易导致富营养化。水体中氮、磷含量的高低与水体富营养化程度有密切关系，就污水对水体富营养化作用来说，磷的作用远大于氮。

2）pH 值：主要是指示水样的酸碱性。

3）重金属：主要是指汞、镉、铅、铬、镍，以及类金属砷等生物毒性显著的元素，也包括具有一定毒害性的一般重金属，如锌、铜、钴、锡等。

3. 生物性指标

（1）细菌总数

水中细菌总数反映了水体受细菌污染的程度。细菌总数不能说明污染的来源，必须结合大肠菌群数来判断水体污染的来源和安全程度。

（2）大肠菌群

水是传播肠道疾病的一种重要媒介，而大肠菌群被视为最基本的粪便传染指示菌群。大肠菌群的值可表明水样被粪便污染的程度，间接表明有肠道病菌（伤寒、痢疾、霍乱等）存在的可能性。

其中最新的排放标准见表 1-1。

表 1-1　新版标准基本控制项目最高允许排放浓度（日均值）

（单位：mg/L）

序号	基本控制项目		一级标准		二级标准	三级标准
			A 标准	B 标准		
1	化学需氧量（COD）		50	60	100	120
2	生化需氧量（BOD）		10	20	30	60
3	悬浮物（SS）		10	20	30	50
4	动植物油		1	3	5	20
5	石油类		1	3	5	15
6	阴离子表面活性剂		0.5	1	2	5
7	总氮（以 N 计）		15	20	—	—
8	氨氮（以 N 计）		5	8	25	—
9	总磷（以 P 记）	2005 年 12 月 31 日前建立的污水厂	1	1.5	3	5
		2006 年 1 月 1 日起建立的污水厂	0.5	1	3	5
10	色度（稀释倍数）		30	30	40	50
11	pH		6～9			
12	粪大肠肝菌（个/L）		10^3	10^4	10^4	—

1.2　污水处理厂的工艺流程

排放污水要达到国家、地方的排放标准，就需要进行污水处理，所谓污水处理，就是采用物理的、化学的、生物化学的方法和技术，将污水中的污染物质分离除去、回收利用或将有害物转化为无害物，最终将水净化。

根据所用技术的原理可分为三类。

1）物理处理法。利用物理作用分离污水中呈悬浮状态的固体物质，去除的主要是悬浮固体（SS）。这些方法有筛选法、沉淀法、气浮法、过滤法、离心法和膜分离法。

2）化学或物理化学处理法。利用化学反应的作用，将污水中的各种形态的污染物质分离出来加以去除或回收。主要方法有混凝法、吸附法、离子交换法、电渗析、电解、中和、萃取、氧化还原等。化学处理法多用于处理工业污水。

3）生物处理法。利用微生物的新陈代谢作用，将污水中的溶解性、胶体状态的有机污染物转化为无害物质或将其稳定化。主要可分为两大类。一类是好氧生物处理法，即好氧微生物在有氧环境中利用碳氧化或氮氧化作用将水中的碳、氮等转化，进行无害化处理或稳定化处理。主要工艺有活性污泥法和生物膜法两种。另一类是厌氧生物处理法，即在厌氧状态下，厌氧菌将水中的碳、氮、磷等无害化处理，多用于高浓度有机污水和污水处理过程中产生污泥的处理，随着对该法研究的深入，现在也可以用于处理城市污水和低浓度有机污水。

对处理方法和处理单元适当组合，以满足净化污水排放受纳水体或再用的水质要求的处理流程。通常可组成一级处理、二级处理或深度处理三种工艺流程。其中最具代表性的工艺流程如图 1-1 所示。

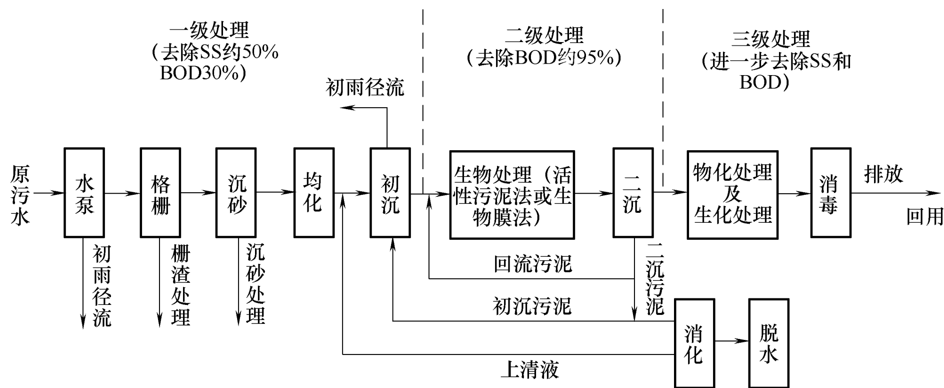


图 1-1　典型污水处理工艺流程图

现代污水处理技术，按处理程度划分，可分为一级、二级和三级处理。

一级处理，主要去除污水中呈悬浮状态的固体污染物质，物理处理法大部分只能完成一级处理的要求。经过一级处理的污水，BOD 一般可去除 30% 左右，达不到排放标准。一级处理属于二级处理的预处理。

二级处理，主要去除污水中呈胶体和溶解状态的有机污染物质（BOD，COD 物质），去除率可达 90% 以上，使有机污染物达到排放标准。

三级处理，进一步处理难降解的有机物、氮和磷等能够导致水体富营养化的可溶性无机物等。主要方法有生物脱氮除磷法，混凝沉淀法，砂率法，活性炭吸附法，离子交换法和电渗分析法等。

整个过程为通过粗格栅的原污水经过污水提升泵提升后，经过格栅或者筛率器，之后进入沉砂池，经过砂水分离的污水进入初次沉淀池，以上为一级处理（即物理处理），初沉池的出水进入生物处理设备，有活性污泥法和生物膜法，（其中活性污泥法的反应器有曝气池，氧化沟等，生物膜法包括生物滤池、生物转盘、生物接触氧化法和生物流化床），生物处理设备的出水进入二次沉淀池，二沉池的出水经过消毒排放或者进入三级处理，从一级处理结束到此为二级处理，三级处理包括生物脱氮除磷法，混凝沉淀法，砂滤法，活性炭吸附法，离子交换法和电渗析法。

污水经过处理后会产生大量的污泥，处置污泥的费用在污水厂中占了很大比例。由于污水处理厂的污泥中含有大量病菌、寄生虫卵、有机成分和重金属等，不经处理会对环境造成很大的危害，因此需要将其稳定化。污泥的主要处置方法有浓缩脱水、消化法（厌氧消化好氧消化）、综合利用（农业肥料、消化气）以及填埋、焚烧和制成建筑材料等。

以上就是污水处理厂处理工艺的基本流程。

其中，二级处理是整个城市污水处理的核心，其工艺方法也是日新月异。目前，随着水污染控制工作者不断地研究，已开发出了越来越多的处理工艺或将不同处理方法加以组合的处理组合工艺。这样，一方面可以提高工艺的处理效果，另一方面可以针对不同性质的污水进行处理，以达到高效净化的目的。在活性污泥法中，就有普通活性污泥法，厌氧-好氧活性污泥法（A/A/O 法）、间歇式活性污泥法（SBR 法）、AB 法、氧化沟法污水处理工艺等。生物膜法有生物滤池、生物转盘、生物接触氧化池、生物流化床和曝气生物滤池等。厌氧生物处理法中具有代表性的是厌氧生物滤池、厌氧接触法、上流式厌氧污泥床反应器、分段厌氧消化法等。

在后面的章节中，本书还会对有各级处理中具有代表性的工艺处理法进行详细的介绍。

1.3　污水处理厂的控制系统

本节暂以杭州七格污水处理厂的处理方案及回用工程为例，讲解典型的污水处理厂的控制系统。

杭州市七格污水处理厂位于浙江省杭州市东北角江干区下沙乡七格村，紧邻钱塘江，已建成一期和二期工程，本工程为七格污水处理厂三期工程项目的一部分，三期工程设计规模为 $60\times10^4m^3$/天，远期总建设规模为 $150\times10^4m^3$/天。七格三期工程的污水处理采用改良型 A/A/O 生物脱氮除磷处理工艺，辅助化学加药强化除磷工艺，剩余污泥采用直接一体化浓缩脱水处理工艺。

罗克韦尔自动化污水处理控制系统采用现场总线控制系统（Fieldbus Control System，FCS）三级网络结构，由工厂管理级、区域监控级、现场测控级组成，对应于中央控制系统、现场控制系统、现场控制设备和仪表三个层面，三者之间由信息（数据）网络和控制网络连接。信息（数据）网络采用工业以太网，控制网络采用现场总线。控制系统结构如图 1-2 所示。

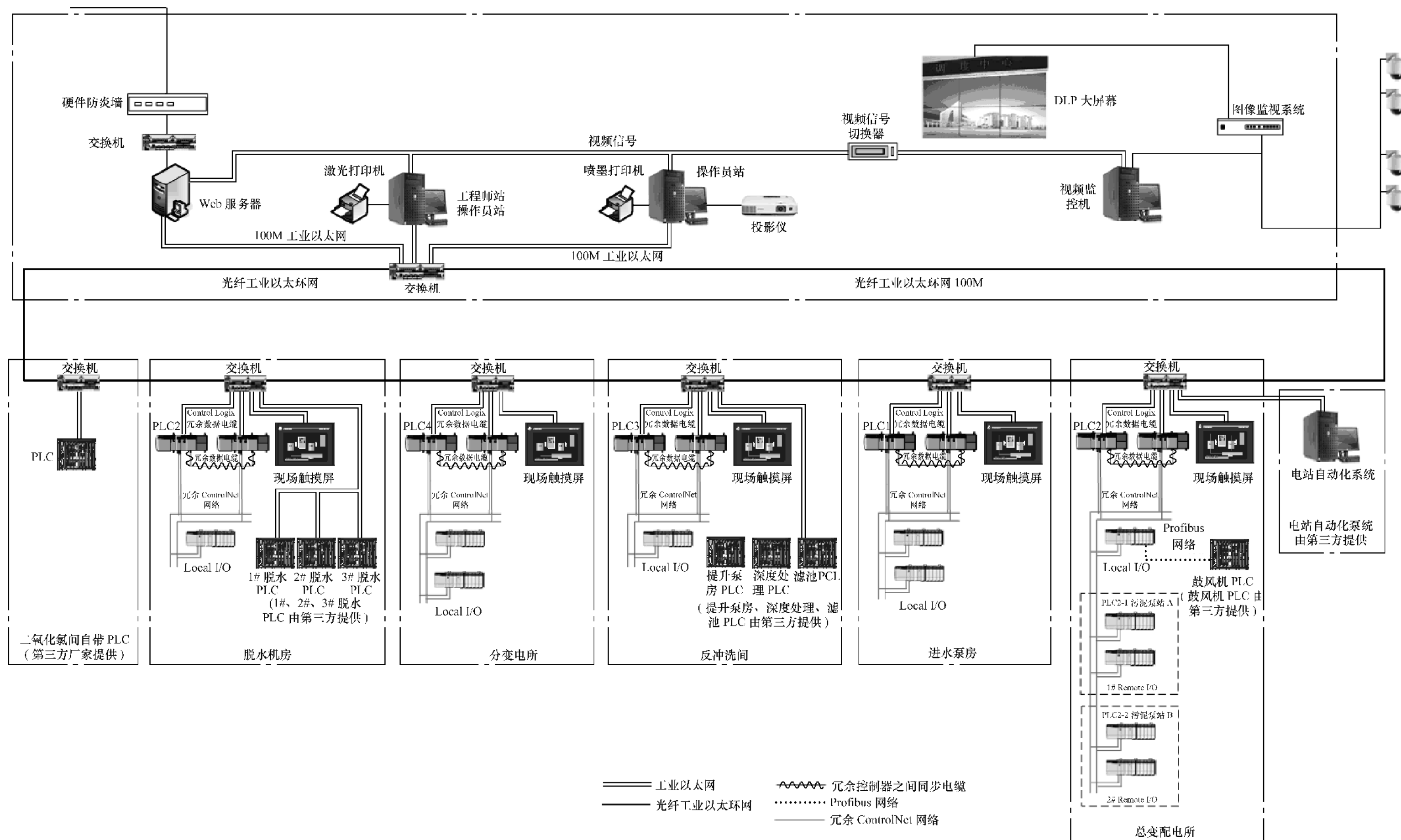


图 1-2　污水处理厂典型控制系统结构图

整个控制系统主控制站采用冗余技术，容错技术。PLC2-1、PLC2-2 控制柜采用双路电源供电，系统平均故障修复时间（Mean Time to Repair，MTTR）<5min。

控制系统的高速数据网采用工业以太环网的网络结构，用于完成实时数据的传送。

每个 AI/AO 均加有信号隔离器及防雷器，DI/DO 加继电器隔离。

系统除具备生产过程的监视和控制功能外，网络通信功能更加强大。考虑到污水厂未来技术改进的需要，控制系统通信网络和上位管理系统拥有扩展的能力。

罗克韦尔自动化的设计范围主要内容如下：

1）工艺生产过程要求的自动控制、自动调节等过程控制系统；

2）污水厂处理工艺主要参数的在线监测及显示；

3）区域监控管理的各个现场控制系统；

4）综合信息管理、污水处理厂中央控制系统；

由可编程序控制器（PLC）及自动化仪表组成的检测控制系统——现场分控站，对污水处理厂各生产过程进行分散控制；再由通信系统、数据服务器、监控计算机组成的中央控制系统——中央控制室，对全厂实行集中管理。各分控站与中央控制室之间由工业以太网进行数据通信。

工厂网络系统采用光纤环形结构网，分布式实时关系数据库，100Mbit/s 传输速率，全双工通信，网络传输介质有光缆、双绞线。

该自动化系统是由检测执行级、设备控制级、中央监控管理级组成的三级计算机分散控制系统。

在本工程中，主要电控设备的控制采用就地控制、现场控制、中央控制的三层控制模式，控制级别由高到低分别为手动控制、遥控控制、自动控制。

1）手动模式：通过就地电控箱或 MCC 开关柜的按钮实现对设备的起/停操作。

2）遥控模式：远程手动控制方式。操作人员通过分控站操作面板或 IPC 的监控画面用鼠标器或键盘来控制现场设备。

3）自动方式：设备的运行完全由各分控站的 PLC 根据污水厂的工况及工艺参数来完成对设备的起/停控制，而不需要人工干预。

第2章

污水系统集成架构配置方案

2.1 ControlLogix 硬件系统

罗克韦尔自动化公司在污水处理行业中采用集成架构的解决方案。

ControlLogix 系统是基于模块和网络组合的模块化结构硬件平台，具备通信完成数据交换的先进信息传递模式，采用计算机标准化数据结构，使用通用的软件操作方式，具有拓展性、延伸性、兼容性和通用性等特点。

2.1.1 ControlLogix 控制器

ControlLogix 控制系统有多种类型的控制器，所有的控制器都集六种控制方式（顺序控制、过程控制、传动控制、运动控制、安全控制和批处理控制）于一体，显示了强大的控制功能。控制器支持的数字量 I/O 最多可达到 128000 点，模拟量 I/O 最多可达到 4000 点。一个控制器支持 32 个任务（可组态为不同的类型：连续型、周期型和事件型）。

ControlLogix 控制器模块可以插在 ControlLogix 框架的任意槽内，并且在同一个框架内可以插入多个控制器，控制器之间可以通过背板进行通信。

ControlLogix 控制器可以通过多种方式访问，最直接的方式是通过控制器上的串口直接同控制器通信。还可以经过 1756-ENBT 通信模块通过 EtherNet/IP（工业以太网）路由到框架的背板，再访问到控制器；同样，也可以经过 1756-CNB（R）模块通过 ControlNet（控制网）路由到背板，再访问到控制器。下文中会以示例实验的方式向读者介绍访问控制器的方式。控制器模块外形如图 2-1 所示。

模块的 LED 指示灯用于指示控制器模块的状态，分别指示控制器的运行状态、I/O 状态、I/O 强制状态以及控制器的电池信息等。

值得注意的一点是，ControlLogix 控制器上都有串口，一般情况下，很少使用串口上载和下载程序，因为串口的速度相对于其它通信方式（以太网）较慢。但是，在特殊情况下，会用到串口和控制器进行通信。

2.1.2 访问控制器

每个控制器上都有一个串口，开发人员可以采用 DF1 协议与控制器进行串口通信。通信步骤如下所示：

1）单击“Start”→“Program”→“Rockwell Software”→“RSLinx”，启动 RSLinx Classic 软件。

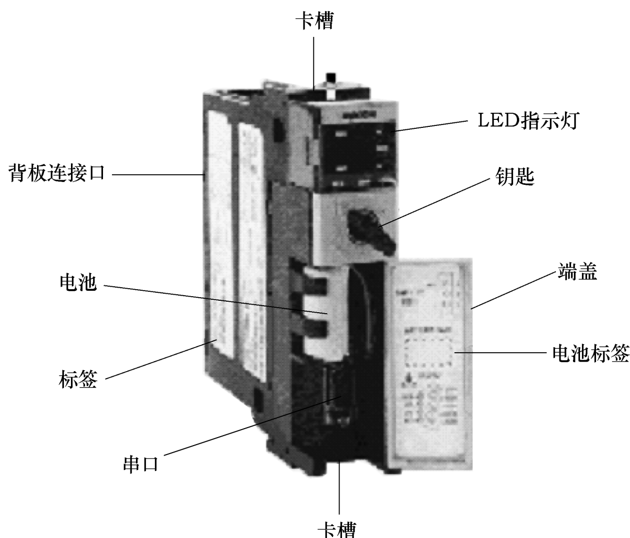


图 2-1　控制器模块外形

2）选择“Communication”菜单中的“Configure Drivers”，弹出如图 2-2 所示对话框。

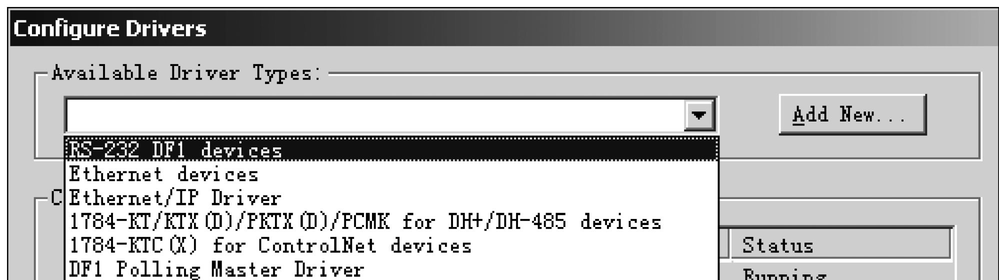


图 2-2　添加驱动

3）从下拉菜单中选择“RS-232 DF1 devices”，单击“Add New”按钮，出现添加驱动程序对话框，单击“OK”按钮即可，接着会弹出组态通信口的选项，如图 2-3 所示。

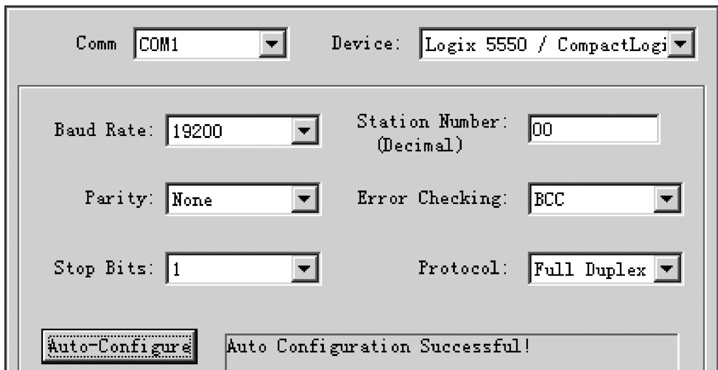


图 2-3　组态通信口

单击“Auto-Configure”按钮，如果通信成功，在状态信息栏会显示“Auto Configuration Successful”。

4）这时单击“RSWho”按钮，会出现连接上的设备，如图 2-4 所示。

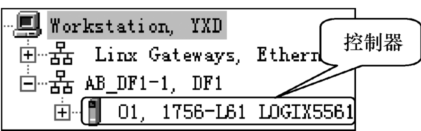


图 2-4　RSLinx 界面

2.1.3　框架及电源模块

1. 框架

ControlLogix 框架有 4 槽、7 槽、10 槽、13 槽和 17 槽 5 种形式，并且对控制器所处的槽位没有要求。

框架的背板在模块之间提供了高速的通信通道。背板上多个控制器可相互通信，信息可通过背板完成不同网络间的路由，以达到网络之间的无缝集成。

在安装 ControlLogix 框架的时候，需要注意以下两点：

（1）框架间距

在控制柜内安装框架时，框架间距必须符合要求，如图 2-5 所示。

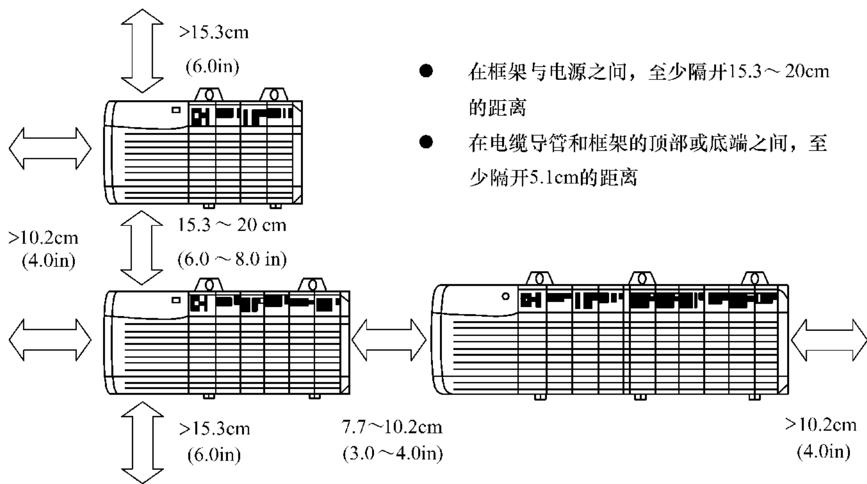


图 2-5　框架间距

（2）接地

每个 ControlLogix 框架都有一个安全接地螺母，具体的位置如图 2-6 所示。

如果控制柜的面板上有多个框架，建议采用如图 2-7 所示的方法进行接地。

ControlLogix 框架的五种规格见表 2-1。

表 2-1　框架类型

目　录　号	槽　　数	尺寸（H×W×D）	背 板 电 源
1756-A4	4	137mm×263mm×145mm	4.0A@ DC 3.3V 15.0A@ DC 5V 2.8A@ DC 24V
1756-A7	7	137mm×368mm×145mm	
1756-A10	10	137mm×483mm×145mm	
1756-A13	13	137mm×588mm×145mm	
1756-A17	17	137mm×738mm×145mm	

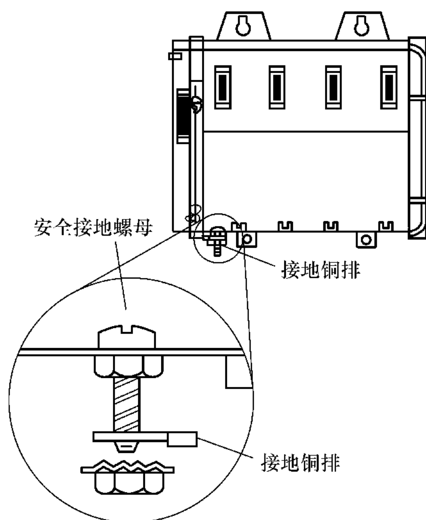


图 2-6　框架接地

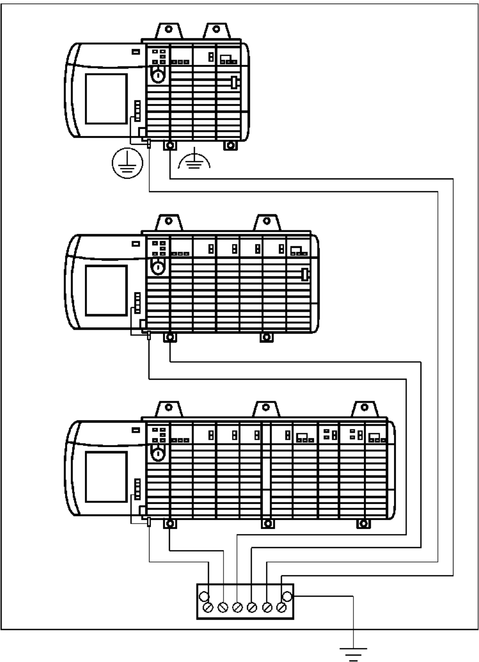


图 2-7　多个框架接地

2. 电源

1756 框架上的电源模块直接给框架的背板提供 1.2V、3.3V、5V 和 24V 的直流电源。电源模块有标准电源模块（例如 1756-PA72、1756-PB72、1756-PA75、1756-PB75、1756-PC75 和 1756-PH75 等型号）和冗余电源模块（例如 1756-PA75R 和 1756-PB75R 等型号）。

严格地说，在选择电源模块时应当将框架内的所有模块的电流累加起来。1756-PA72 和 1756-PB72 电源模块提供 10A 的背板电源。1756-PA75、1756-PB75、1756-PC75 和 1756-PH75 电源模块提供 13A 的背板电流。对于电压的选择则要根据现场所提供的电源类型来进行。例如，现场提供 220V 的交流电压，框架内模块所需背板提供的电流在 11A 左右，则最好选择 1756-PA75 模块。

当电源模块的供电电压降到极限电压以下时，每个交流输入电源模块都在背板上发出关机信号。当模块的供电电压回升到极限电压以上时，则关机信号消失。该关机信号可确保将有效的数据存入控制器的内存。

安装电源模块时，按照框架上的凹槽进行安装，如图 2-8 所示。

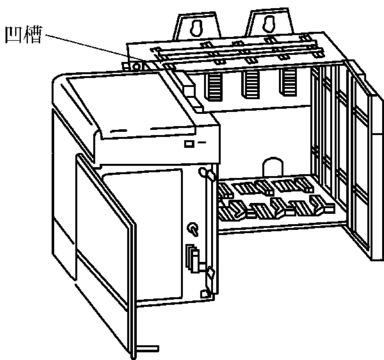


图 2-8　电源安装

2.1.4　I/O 模块

输入/输出模块分为数字量输入/输出模块和模拟量输入/输出模块两大类。

数字量输入/输出模块用来接收和采集现场设备的输

入信号，包括按钮、选择开关、行程开关、继电器触点、接近开关、光电开关、数字拨码开关等数字量输入信号，以及用来对各执行机构进行控制的输出信号，包括向接触器、电磁阀、指示灯和开关等输出的数字量输出信号。模拟量输入/输出模块能直接接收和输出模拟量信号。

输入/输出模块通常采用滤波器、光电耦合器或隔离脉冲变压器将来自现场的输入信号或驱动现场设备的输出信号与 CPU 隔离，以防止外来干扰引起的误动作或故障。

1. 数字量 I/O 模块

基本原理

1）数字量输入模块。

直流输入模块：外接直流电源，电路如图2-9 所示。有的输入模块内部提供24V 直流电源，称做无源式输入模块，用户只需将开关接在输入端子和公共端子之间即可。

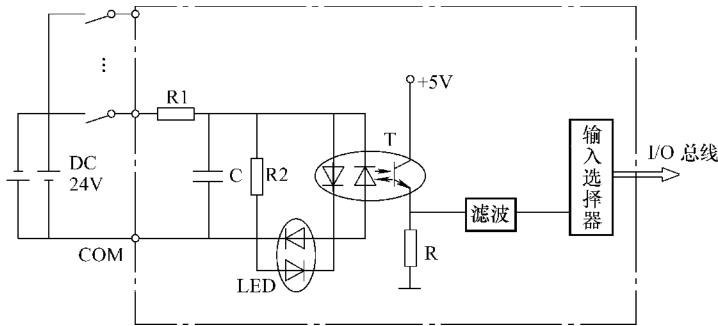


图 2-9　直流输入电路

交流输入模块：外接交流电源，电路如图 2-10 所示。

在输入电路中，输入端子有一个公共端子 COM，即有一个公共汇集点，因此称为汇点式输入方式。除此之外，输入模块还有分组式和分隔式。分组式输入模块的输入端子分为若干组，每组共用一个公共端子和一个电源。分隔式输入模块的输入端子互相隔离，互不影响，各自使用独立的电源。

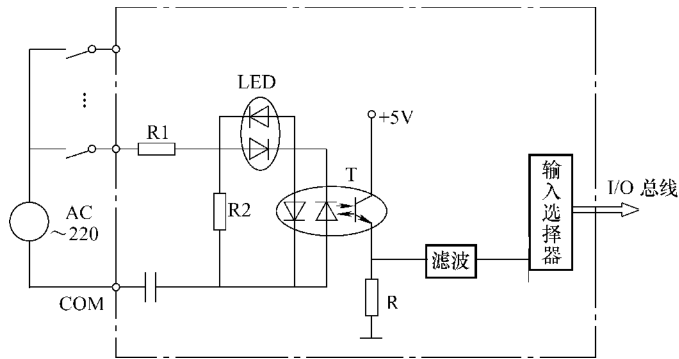


图 2-10　交流输入电路

2）数字量输出模块。

晶体管输出模块：在晶体管输出模块中，输出电路采用晶体管作为开关器件，电路如图

2-11 所示。晶体管数字量输出模块为无触点输出，使用寿命长，响应速度快。

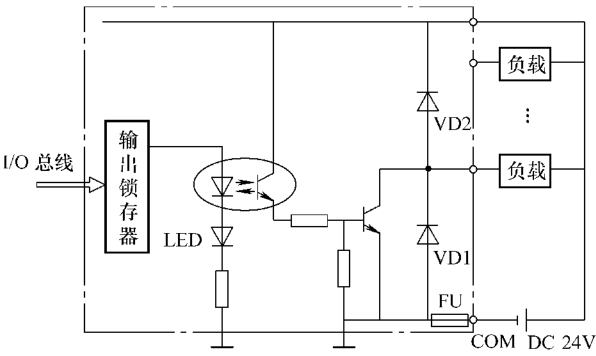


图 2-11　晶体管输出电路

继电器输出模块　在继电器输出模块中，输出电路采用的开关器件是继电器，电路如图 2-12 所示。继电器输出电路中的负载电源可以根据需要选用直流或交流。继电器的工作寿命有限，触点的电气寿命一般为 10～30 万次，因此在需要输出点频繁通断的场合（如脉冲输出），应使用晶体管型输出电路模块。另外，继电器线圈得电到触点动作，存在延迟时间，这是造成输出滞后输入的原因之一。

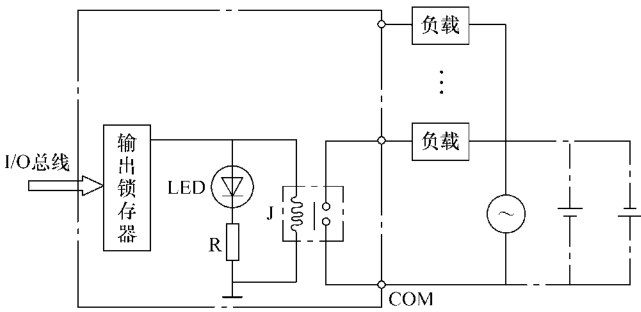


图 2-12　继电器输出电路

双向晶闸管输出模块　在双向晶闸管输出模块中，输出电路采用的开关器件是光控双向晶闸管，电路如图 2-13 所示。

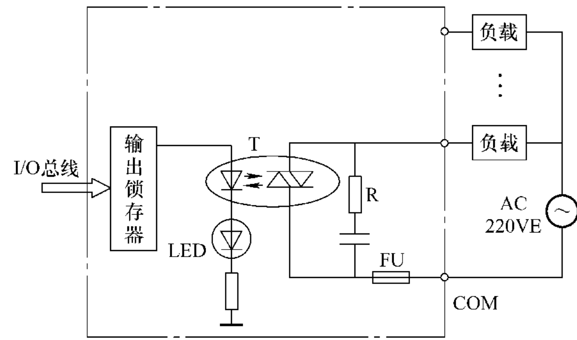


图 2-13　晶闸管输出电路

输出模块按照使用公共端子的情况分类，有汇点式、分组式和分隔式三种接线方式。

在一些晶体管 I/O 模块中，对外接设备的电流方向是有要求的，即有灌电流（Sink）与拉电流（Source）之分。四种不同的输入/输出接线方式如图 2-14 所示。

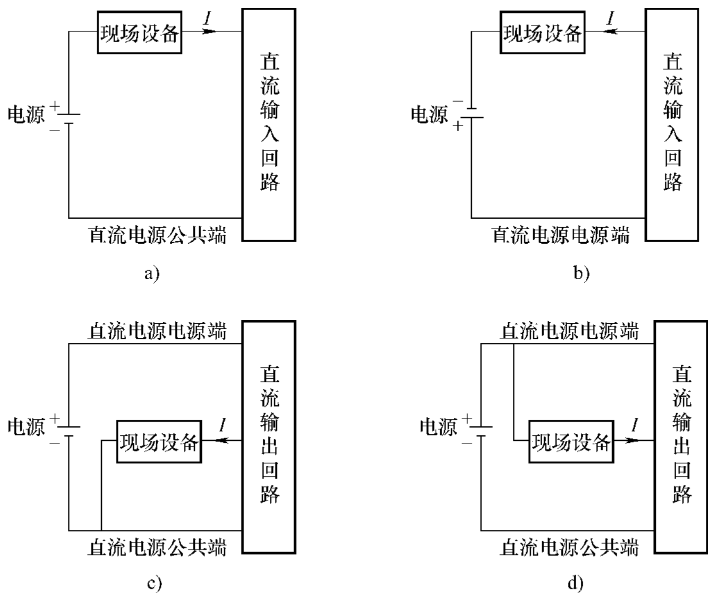


图 2-14　四种直流输入/输出接线方式

a）灌直流输入　b）拉直流输入　c）拉直流输出　d）灌直流输出

2. ControlLoigx 的数字量输入/输出模块

ControlLogix 提供了种类丰富的数字量输入/输出模块，以适应各种场合的要求。这些数字量 I/O 模块提供如下的功能：

1）多种电压规格接口；

2）隔离型模块和非隔离型模块；

3）通道的故障诊断；

4）可选直接连接方式或者框架优化的连接方式；

5）可选支持现场诊断能力的模块。

输入模块的原理如图 2-15 所示。

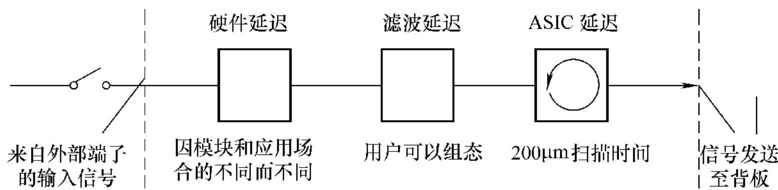


图 2-15　输入模块原理

输出模块的原理如图 2-16 所示。

输入/输出模块的外部视图如图 2-17 所示。

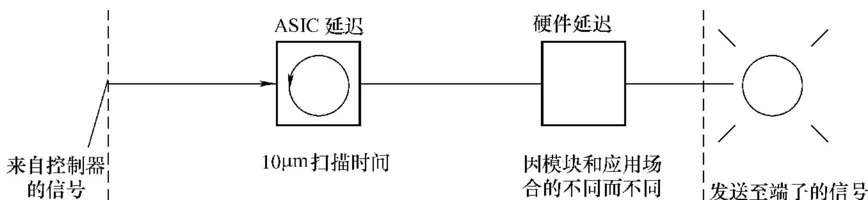


图 2-16　输出模块原理

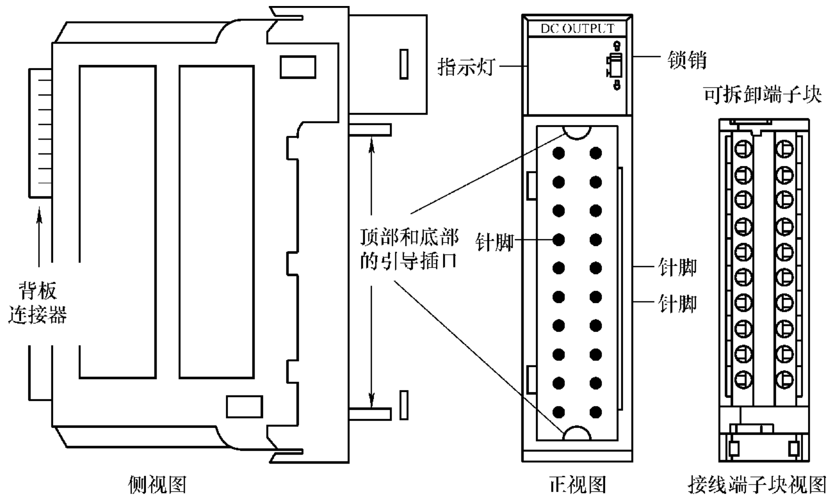


图 2-17　输入/输出模块外部视图

1756 系列的 I/O 模块有可拆卸的端子块，这使得接线极为方便，为了防止误操作，端子块设有引导插口和锁销。模块的前部还有诊断指示灯，可以精确到位级。

若要查看模拟量模块的接线信息，打开 RSLogix5000 软件，选择如下路径：“Help”→“Contents”→“Wiring Diagrams” 来查看接线图，如图 2-18 所示。

3. 模拟量 I/O 模块

模块量 I/O 模块基本原理

用来接收和采集由电位器、测速发电机和各种变送器等送来的连续变化的模拟量输入信号以及向调节阀、调速装置输出模拟量的输出信号。模拟量输入模块将各种满足 IEC 标准的直流信号（如 4 ~20mA、1 ~5V、 -10 ~ +10V、0 ~10V）转换成 8 位、10 位、12 位或 16 位的二进制数字信号送给 CPU 进行处理，模拟量输出模块将 CPU 的二进制信号转换成满足 IEC 标准的直流信号，提供给执行机构。

模拟量输入模块的内部结构如图 2-19 所示，从图中可知，它的每一路输入端子都有电压输入和电流输入两种，用户可以通过拨码开关、跳线来选择输入方式。

模拟量输入模块主要实现将模拟量输入信号通过 A-D 转换器转换为二进制数字量的功能。以 12 位二进制数据为例来说明模拟量输入信号与 A-D 转换后数据之间的关系，如图 2-20 所示。

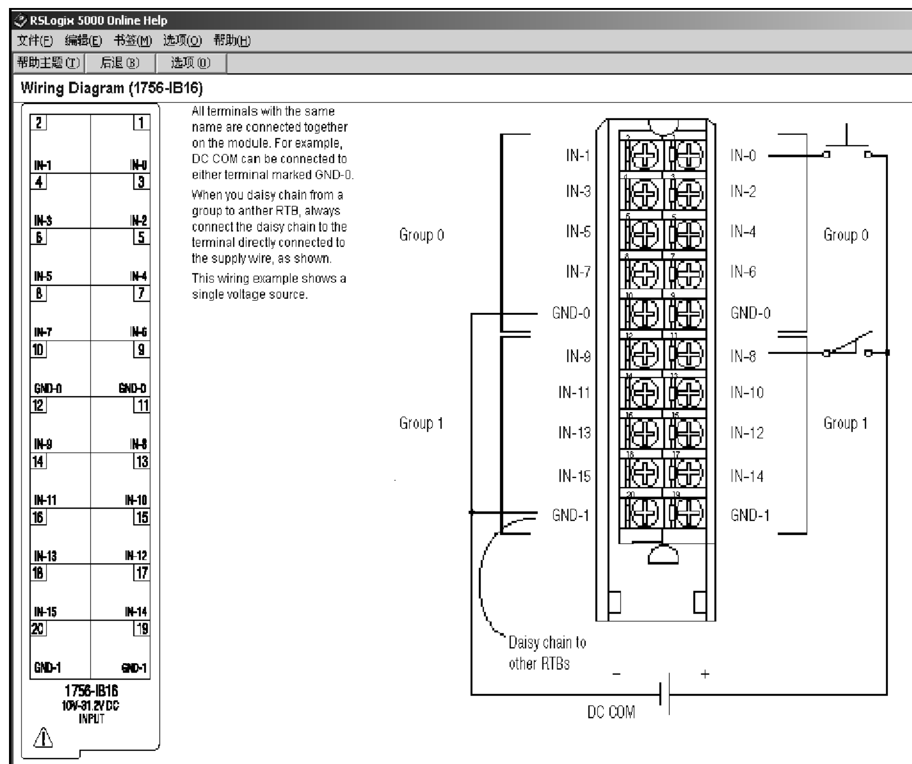


图 2-18　模块接线图

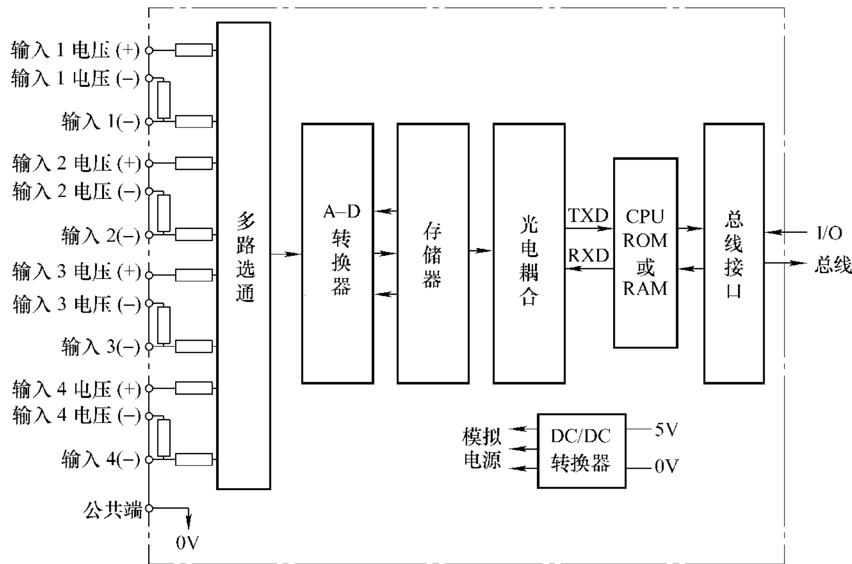


图 2-19　模拟量输入模块结构

模拟量输出模块的内部结构如图 2-21 所示。从图中可知，它的每一路输出端子都有电压输出和电流输出两种，用户可以通过拨码开关、跳线选择输出方式。

如图 2-22 所示，模拟量输出模块主要通过 D-A 转换器完成二进制数字量转换为模拟量

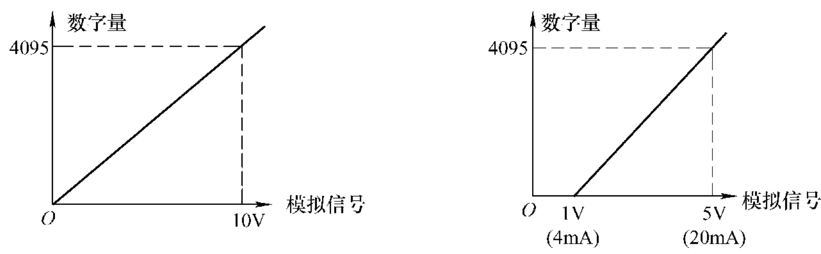


图 2-20　输入信号与转换数据关系

的功能，并最终将模拟量信号输出到端子上，以 12 位二进制数据为例来说明数字量输入与模拟量输出之间的转换关系。

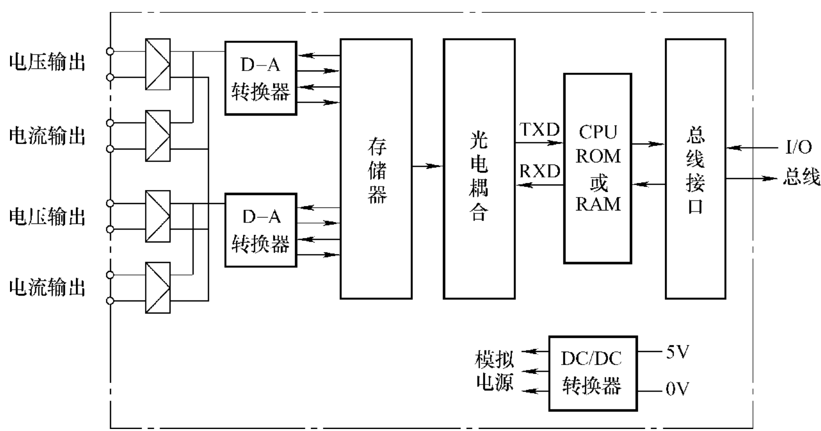


图 2-21　模拟量输出模块结构

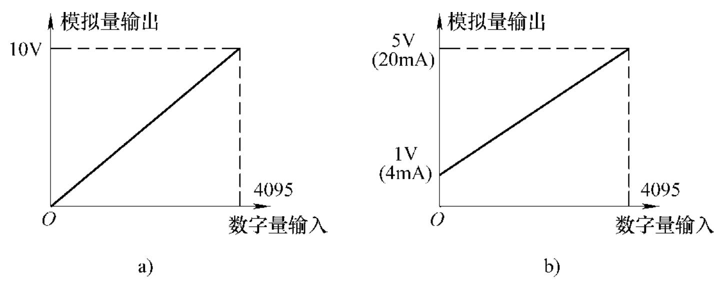


图 2-22　数字量输入与 D-A 转换关系

4. ControlLoigx 的模拟量 I/O 模块

ControlLogix 的模拟量模块支持以下功能：

1）满载数据报警；

2）工程单位标定；

3）实时通道采样；

4）IEEE32 位浮点或者 16 位整型数据格式。

模拟量信号的输入/输出通过通道来实现。在实际使用时有单端型和差动型两种接法。

打开 RSLogix5000 软件，选择“Help”→“Contents”→“Wiring Diagrams”来查看接线图，如图 2-23 所示。

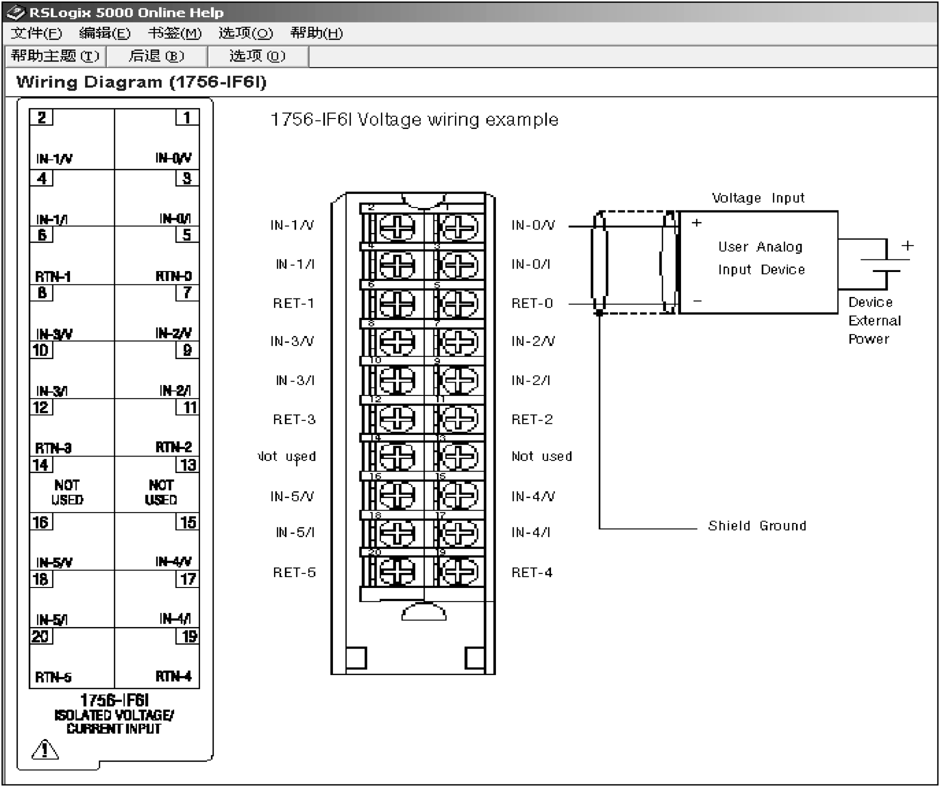


图 2-23　模拟量模块的接线

2.1.5　通信模块

通信模块是用来将控制器模块连接到不同网络的设备。在 ControlLogix 框架上安装通信模块后，就可以访问相应的网络。网络与网络之间可以通过 ControlLogix 的框架背板实现无缝连接。

1. 以太网通信模块

EtherNet/IP 是一种开放式的工业网络协议。EtherNet/IP 网络采用以太网的通信芯片、物理介质（非屏蔽双绞线）及其拓扑结构，通过以太网交换机实现各设备间的互联，能够同时支持 10M 和 100M 以太网设备。EtherNet/IP 的协议由 IEEE802.3 的物理层和数据链路层标准、TCP/IP 和通用工业协议 CIP（Common Industry Protocol）三个部分构成，前两部分为标准的以太网技术，这种网络的特色就是其应用层采用通用工业协议（CIP），即 EtherNet/IP 提高了设备间的互操作性。ControlNet 和 DeviceNet 网络中的应用层协议也采用了 CIP。CIP 一方面提供实时 I/O 通信，另一方面实现信息的对等传输，用以实现非实时的信息交换。

ControlLogix 通过以太网模块和 EtherNet/IP 网络进行通信如图 2-24 所示。

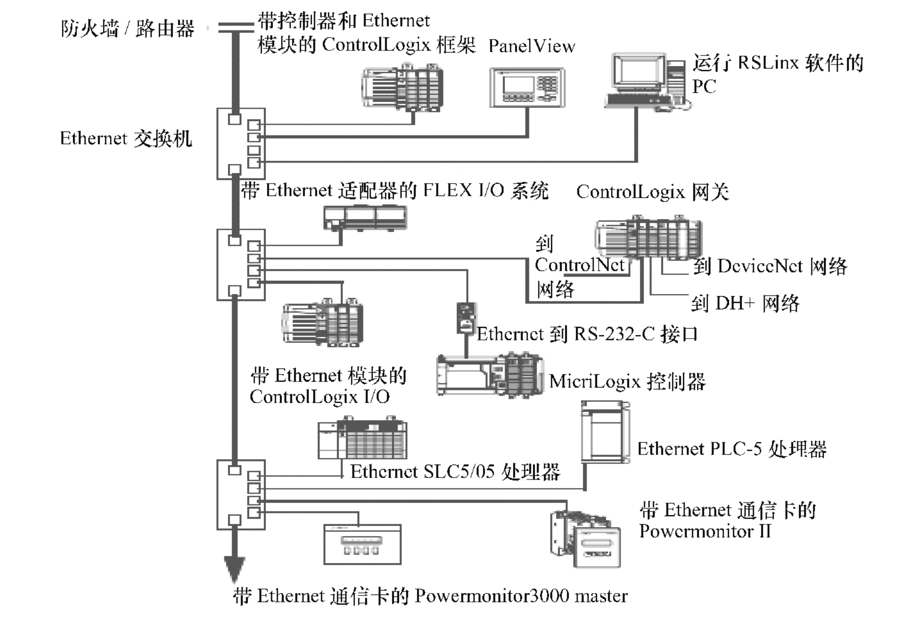


图 2-24　EtherNet/IP 网络概貌

在使用该模块时，需要对它的 IP 地址进行设置。

2. 控制网通信模块

ControlLogix 控制系统同 ControlNet 进行通信是通过 1756-CNB 或者 1756-CNBR 以及 1756-CN2 模块实现的。这些模块的节点地址通过模块顶部的拨码开关进行设置，如图 2-25 所示。

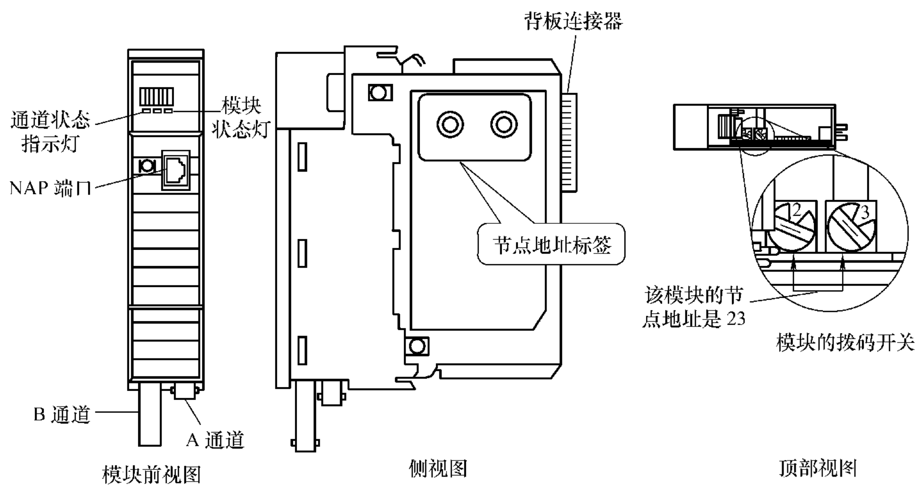


图 2-25　1756-CNBR 通信模块外部

ControlNet 网络能够对苛刻任务控制数据提供确定的、可重复的传输，同时支持对时间无苛刻要求的数据转输。I/O 数据的更新和控制器之间的互锁始终优先于程序的上传/下载、常规报文传输。

ControlNet 一般采用总线型结构，如图 2-26 所示。其中 1756-CNB（R）模块既可以当做“扫描器”也可以当做“适配器”。

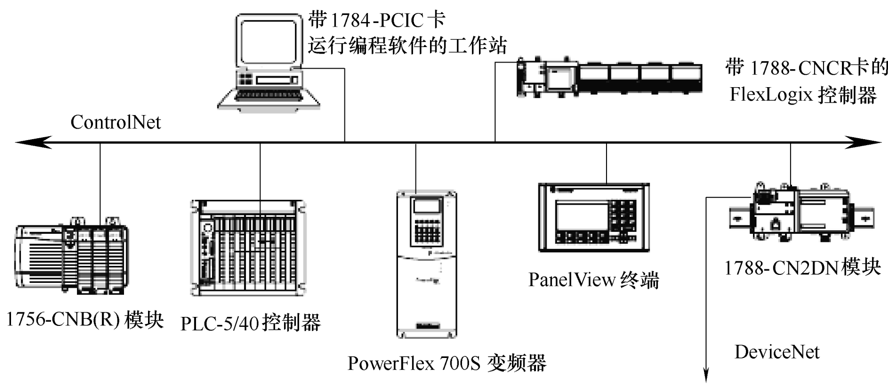


图 2-26　ControlNet 网络

关于使用 ControlNet 冗余系统，如图 2-27 所示。

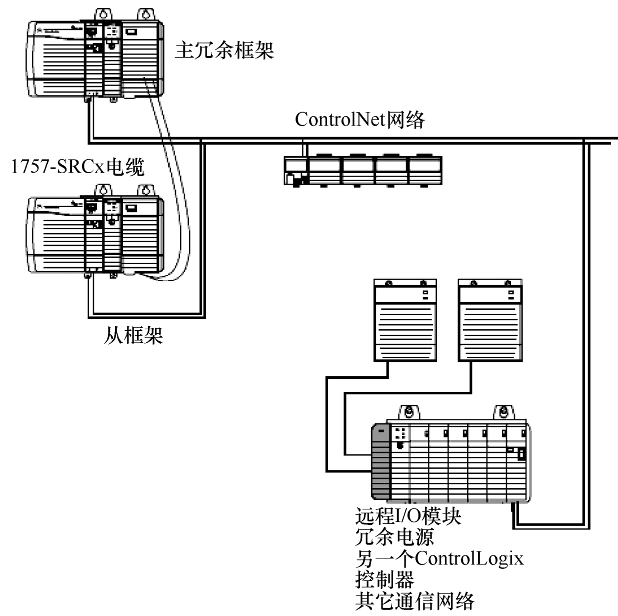


图 2-27　ControlNet 冗余系统

2.2　RSLogix5000 编程入门

2.2.1　创建工程

打开 RSLogix5000 软件，单击“File”→“New”创建新项目。这时出现 New Controller 界面。起始槽号为 0。可以直接观察 ControlLogix，确定 Logix5561 控制器所在槽位；也可以打

开 RSLinx 软件，组态通信，在“RSWho”中确定 Logix5561 控制器槽位，后者显然更适用于操作员处于远程位置操作，当配置冗余系统时，需将“Redundancy Enable”前的复选框选上。组态画面如图 2-28 所示。

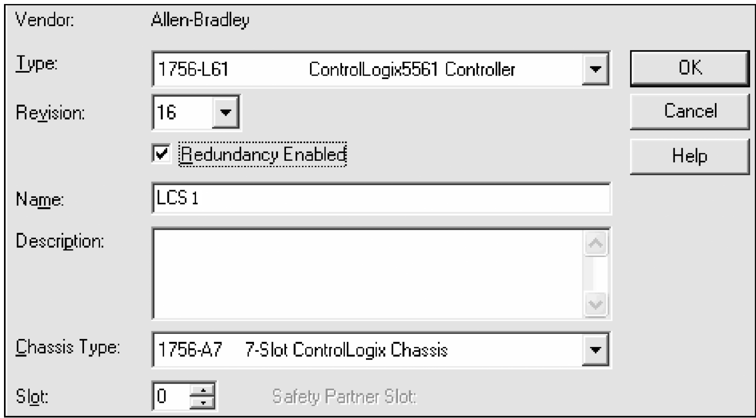


图 2-28　新建控制器对话框

单击“OK”按钮，弹出工程画面，如图 2-29 所示。

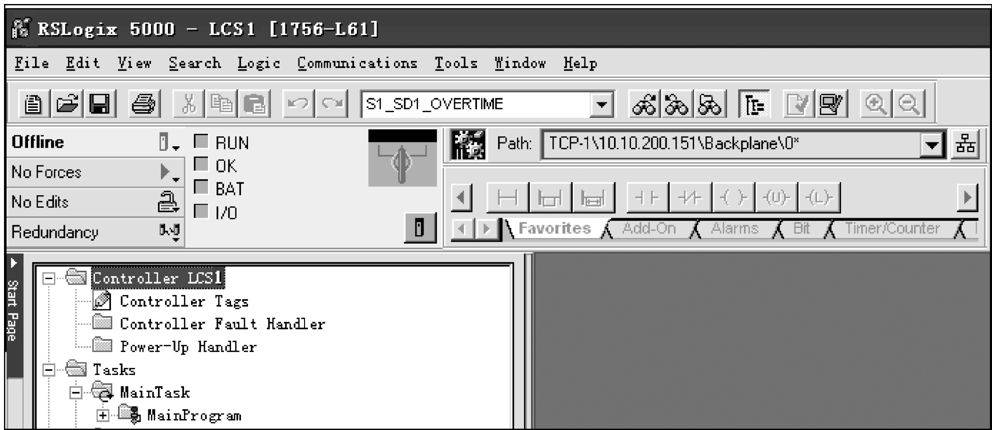


图 2-29　新建项目资源管理器

现在已经创建了一个 ControlLogix 项目，还没有添加任何与项目相关的 I/O 模块，项目中也没有可执行的代码（如梯形图）。

2.2.2　创建任务、程序及例程

根据应用实例要求来组织控制器 LCS1 项目中任务、程序和例程及其操作要求。控制器 LCS1 项目组织结构，见表 2-2。

操作要求分析如下。

控制器 LCS1 中任务必须符合以下要求。

- 主任务（站 1、2 和 3）：

—执行时间不超过 500ms；

表 2-2　控制器 LCS1 项目组织

任　　务	包含程序	包含例程	执行的操作
MainTask	Program_1_Jiayao	Routine_Dispatch	调度子例程
		DB_PUMP_Jiayao	控制加药站例程
	Program_2_Chushui	Routine_Dispatch	调度子例程
		DP_PUMP_Chushui	控制出水站例程
	Program_3_SYWN	Routine_Dispatch	调度子例程
		ESP_PUMP_SYWN	控制剩余污泥站例程
Conveyor	Conveyor	Conveyor	控制传送带操作
Periodic_Dispatcher	Station_Dispatcher	Station_Dispatcher	初始化（使能）站操作例程

—根据调度连续运行。

● 传送带任务：

—执行时间不超过 500ms；

—与调度任务分时执行（两任务的优先级相同）；

—每 50ms 执行一次。

● 调度任务：

—执行时间不超过 400ms；

—与传送带任务分时执行（两任务的优先级相同）；

—每 50ms 执行一次。

ControlLogix 控制器不仅支持 Continuous（连续型）任务，还支持 Periodic（周期型）和 Event（事件型）任务。根据上述 LCS1 的操作要求，确定控制器 P1 中各任务的属性，见表 2-3。

表 2-3　控制器 LCS1 中各任务的属性

Task（任务）	Type（类型）	Watchdog	优　先　级	执行周期
MainTask（主任务）	连续型任务	500ms	—	—
Conveyor（传送带）	周期型任务	500ms	5	50ms
Periodic_Dispatcher（定期调度）	周期型任务	400ms	5	50ms

ControlLogix 控制器仅支持一个连续型任务，并且 RSLogix5000 已经自动创建了连续型任务 MainTask。

单击“File”→“New Component”→“Task”或在项目管理器“Tasks（任务）”文件夹上单击鼠标右键，在弹出菜单中选择“New Task”，建新任务“Conveyor”，并设置相应属性，如图 2-30 所示。因为传送带任务要求 50ms 执行一次，所以选择的任务类型为“Periodic（周期型）”。同理，创建新任务“Periodic_Dispatcher”，并设置相应属性，保存该项目。

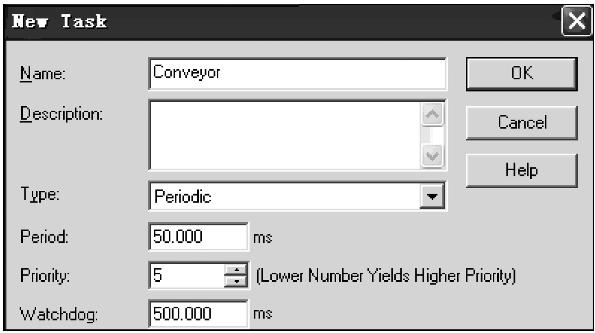


图 2-30　创建新任务 Conveyor

创建 MainTask 任务的程序。在 MainTask 文件夹上单击右键并在弹出菜单中选择 “New Program（创建新程序）”。输入程序名称 “Program_1_Jiayao” 并设置相应属性，如图 2-31 所示。同理创建 “Program_2_Chushui”，以及 “Program_3_SYWN” 并设置相应属性。

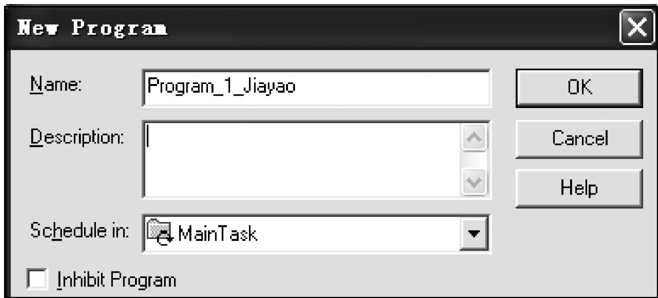


图 2-31　创建新程序

规划 MainTask 任务的程序。右键单击 “MainTask” 任务，从弹出的对话框中选择 “Properties（属性）”，选择 “Program Schedule（程序规划）” 选项卡，如图 2-32 所示。

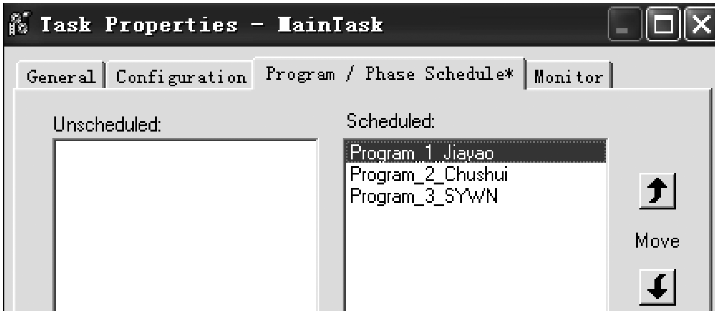


图 2-32　规划程序

为 MainTask 任务的 Program_1_Jiayao 程序创建例程。右键单击 “Program_1_Jiayao” 程序，在弹出菜单中选择 “New（新建）”，在弹出的对话框中输入名称 “Routine_Dispatch（调度例程）”，类型为 “Ladder Diagram”（梯形图），范围在 “Program_1_Jiayao” 程序中，如图 2-33 所示。该例程用于调度程序中其它的子例程。

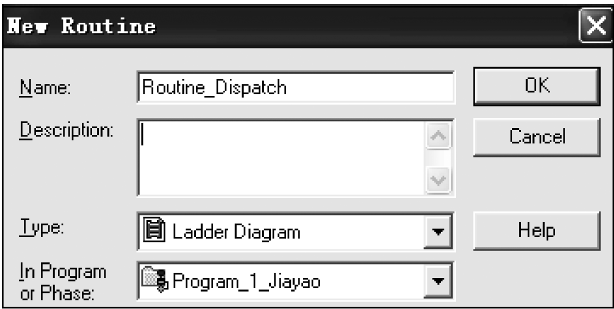


图 2-33　创建例程

同理，创建 DB_PUMP_Jiayao（加药）例程，类型为“Ladder Diagram（梯形图）”，范围在“Program_1_Jiayao”程序中。该例程用于控制加药工序的时间。

为 MainTask 任务中 Program_1_ Jiayao 程序指定主例程。右键单击“Program_1_ Jiayao”程序，在弹出菜单中选择“Properties（属性）”。在弹出的对话框中选择“Configuration（组态）”选项卡。Assigned Main（指定主例程）为“Routine_Dispatch（调度子例程）”，如图 2-34 所示。

按照相同的步骤，读者可自行为 Program_2_Chushui、Program_3_SYWN 程序创建相应例程并设置主例程。

对于 Conveyor 和 Periodic_Dispatcher 任务，如图 2-35 所示，执行如下操作：

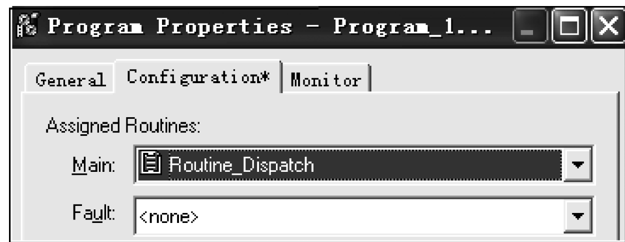


图 2-34　指定主例程

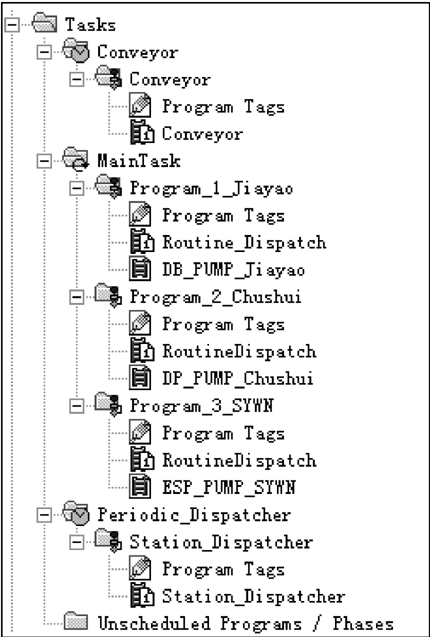


图 2-35　新建任务、程序和例程

—创建所需程序

—创建所需例程并指定主例程

单击“File”→“Save”，保存该项目。该项目所有任务、程序和例程创建完毕。

2.3　I/O 模块组态

在进行 I/O 模块组态之前，首先明确下面两个概念：

1）本地 I/O 模块：和运行程序的控制器处于同一框架的 I/O 模块。

2）远程 I/O 模块：和运行程序的控制器处于不同框架的 I/O 模块。

2.3.1　组态本地 I/O 模块

组态本地数字量模块

本节中，将以实验的形式介绍本地 I/O 模块的组态。

在本实验中，控制器位于第 1 号槽，输入模块位于第 0 号槽，输出模块位于第 2 号槽，如图 2-36 所示。

新建工程完毕后，就可以添加 I/O 模块了。

1）在“I/O Configuration”处单击右键，选择“New Module”，开始添加新模块，如图 2-37 所示。



图 2-36　本地框架



图 2-37　添加新模块

2）弹出如下的模块列表，选择“Digital”，如图 2-38 所示。

3）选择 1756-IB16D（这要根据实际项目而定）后单击“OK”按钮即可，如图 2-39 所示。

4）这时会弹出选择所组态模块主要硬件版本号码的窗口，如图 2-40 所示。

5）接着弹出模块组态窗口，在此输入模块名称，模块所在的槽号，模块的注释信息，通信格式以及硬件和软件的电子锁，如图 2-41 所示。

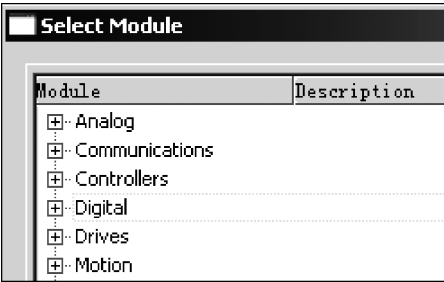


图 2-38　模块列表

关于电子锁，见表 2-4。

表 2-4　电子锁对照表

关于电子锁的格式	模块必须匹配
Exact Match （精确匹配）	所有信息（例如：类型、主要和次要版本号）。 版本号必须精确匹配
Compatible Keying （兼容模块）	除次要版本号外的所有信息（如：类型和主要版本号）。 版本号必须匹配或者比该选项高的版本号也可以
Disable Keying （禁止电子锁）	最少的信息（例如：仅要求类型即可）

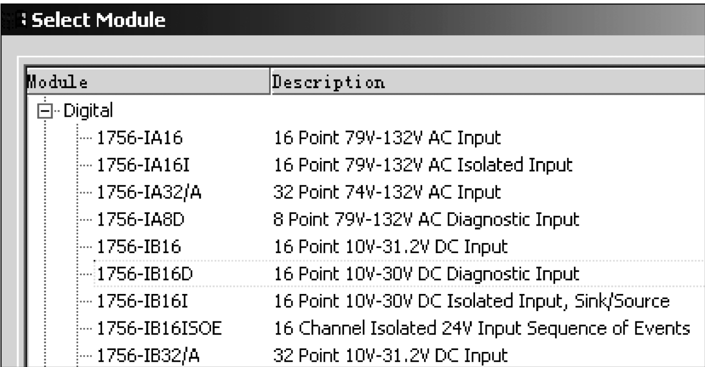


图 2-39　选择模块

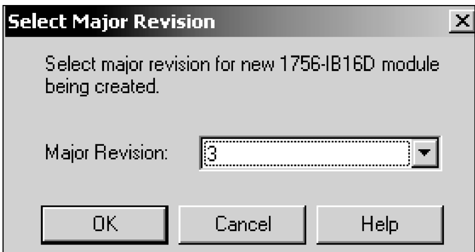


图 2-40　选择模块主要版本号码

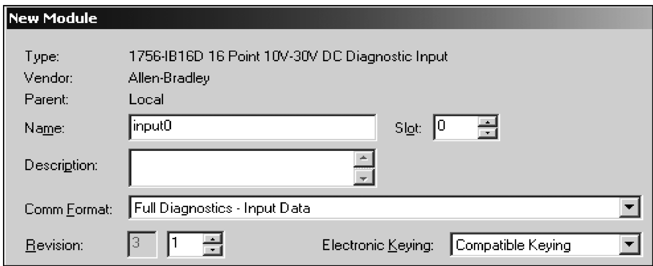


图 2-41　模块组态窗口

6）通信格式有两种：完全诊断和只听，如图 2-42 所示。

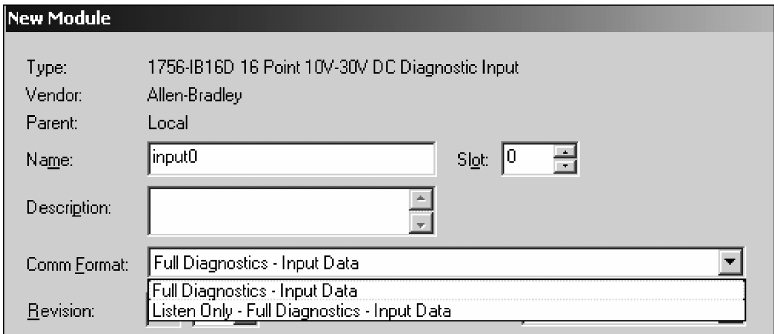


图 2-42　模块的通信格式

输入和输出模块的通信格式，见表 2-5。

表 2-5　通信格式

模 块 类 型	要发送或者返回下列类型的数据	则选择下面的通信格式
输入模块	常规的故障和输入数据	输入数据
	输入数据，数据改变时系统时钟的数值（本地机架），诊断数据（只对于诊断型的模块）	完全诊断输入数据
	数据改变时带系统时间戳的输入数据	CST 时间戳
输出模块（宿主或者只听）	控制器只发送输出数据	输出数据
	控制器只发送输出数据，模块返回熔断器熔断状态并且带有熔断器熔断或者复位时的系统时钟数值（本地机架）	CST 时间戳熔断器数据—输出数据
	控制器发送输出数据，模块返回带诊断时间戳的诊断数据	完全诊断—输出数据
	宿主控制器发送输出数据和 CST 时间戳数值	规划的输出数据
	宿主控制器向模块发送带 CST 时间戳的输出数据。当熔断器被烧时，模块返回熔断器烧坏状态并且带有系统时钟数值（本地机架）	CST 时间戳熔断数据—规划的输出数据
	宿主控制器向模块发送输出数据和 CST 时间戳数据。模块返回诊断数据和诊断的时间戳	完全诊断—规划的输出数据

7）接着单击“Connection”选项卡，在这里设置 RPI（请求数据包间隔时间，详细的信息请参阅第 4 章）以及是否禁止模块还有模块的故障信息显示，如图 2-43 所示。

8）选择“Module Info”选项卡，在此显示模块的信息，例如供货商的信息、产品类型、产品代码、版本和 CST 时间信息等，注意该项只有在程序处于在线状态时才会显示，在此还可以复位、刷新模块，如图 2-44 所示。

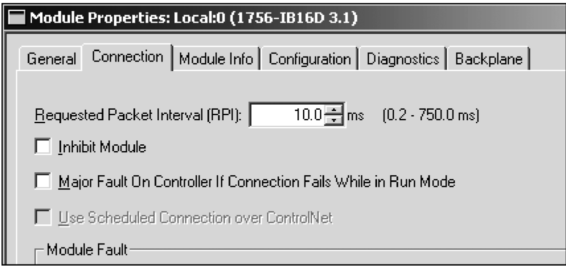


图 2-43　模块 Connection 选项卡

9）选择模块的“Configuration”选项卡，在此有使用 COS（状态改变）功能，它是指当数字量 I/O 模块使能了 COS 选项时，则只有当指定的模块状态发生改变时（传输从开启到关闭或者从关闭到开启时），数据才会传送。使用诊断的选项，具体如下：

1756 数字量和模拟量的诊断型 I/O 模块有下述特征：

① 开线检测：该功能可以诊断到输入模块的现场接线是否断开。使用该功能时在输入设备的连接处必须连接漏电阻。模块必须能检测到最小的漏电流或者将点级的故障信息发送回控制器。

② 现场断电检测：当给模块的供电出现故障，则点级的故障信息发送到控制器中。

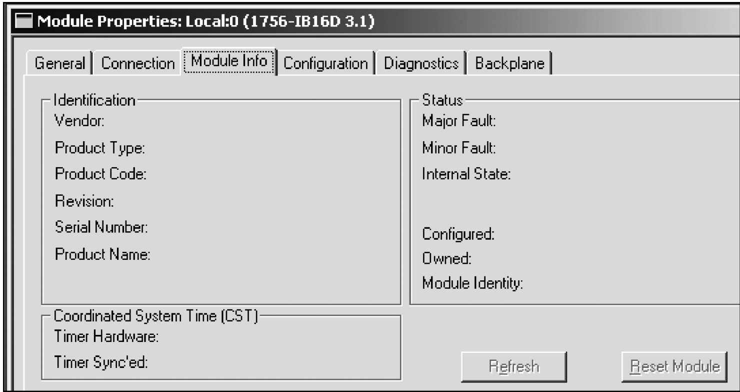


图 2-44　模块 Module Info 选项卡

③ 无负载检测：只在输出模块每个输出通道关闭状态下，检测现场接线或者负载是否断开。

④ 现场输出检验：表示该模块的程序输出能够精确地在现场的开关设备上反映出来（例如：当命令为“ON”时，则输出为“ON”）。

⑤ 脉冲测试：发送一个信号以检测输出。这时并不给负载使能。

⑥ 点级的电子熔断：为防止从模块中输出过大的电流，一些数字量模块有内部电子熔断功能。下面的情况发生时，将清除熔断器故障：软件中的 MSG 指令复位熔断器，循环上电复位熔断器。

组态选项卡和诊断选项卡如图 2-45 和图 2-46 所示。

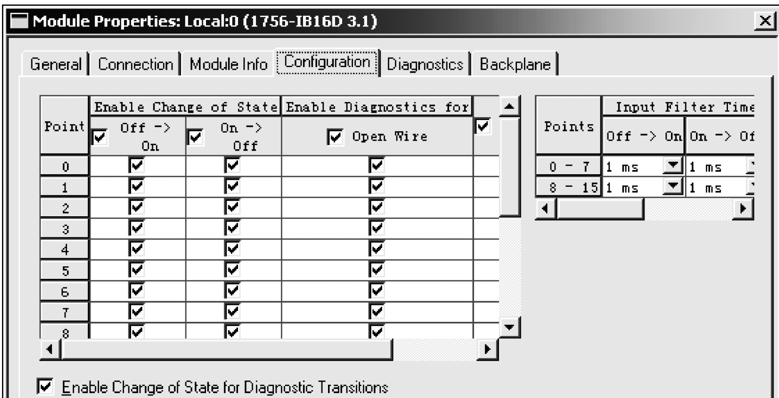


图 2-45　模块 Configuration 选项卡

10）单击“Backplane”选项卡，这里主要显示模块与背板的通信信息，它与 Module Info选项卡一样，也是在上线状态时才显示，如图 2-47 所示。

11）单击“OK”按钮，即可完成组态。组态完毕后，单击“Controller Tags”即可看到自动生成的输入模块的标签结构体，如图 2-48 所示。

生成的标签，如图 2-49 所示。

以同样的方式可以组态输出模块，这里不再赘述。

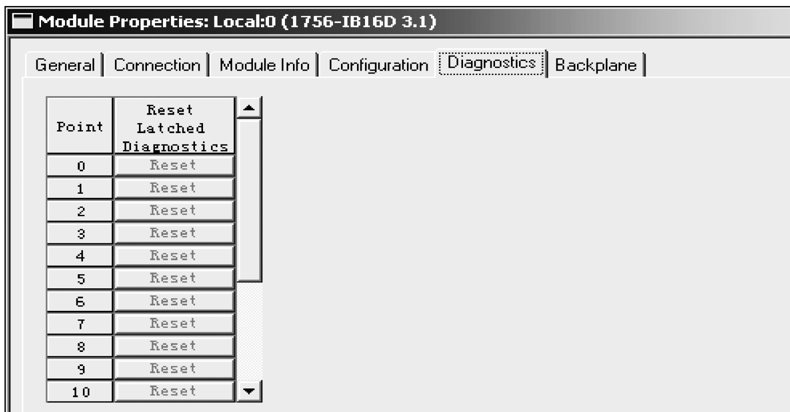


图 2-46　模块 Diagnostics 选项卡

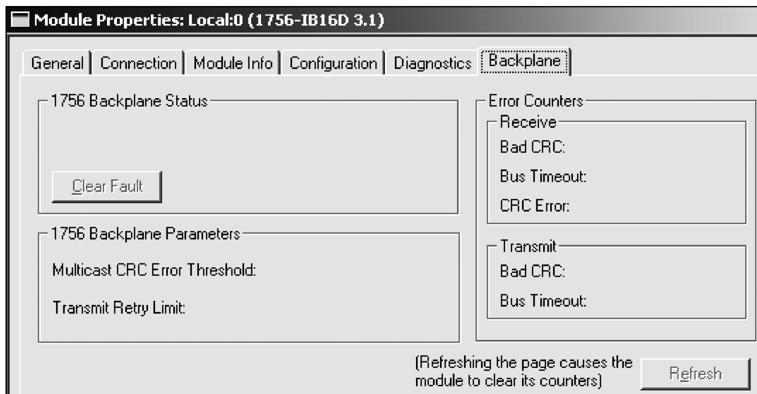


图 2-47　模块 Backplane 选项卡

⊟-Local:0:C	{...}	{...}		AB:1756_DI_...
Local:0:C.DiagCOSD...	0		Decimal	BOOL
⊞-Local:0:C.FilterOffOn...	1		Decimal	SINT
⊞-Local:0:C.FilterOnOff...	1		Decimal	SINT
⊞-Local:0:C.FilterOffOn...	1		Decimal	SINT
⊞-Local:0:C.FilterOnOff...	1		Decimal	SINT
⊞-Local:0:C.COSOnOffEn	2#0000_0000_0000_0000_1111_...		Binary	DINT
⊞-Local:0:C.COSOffOnEn	2#0000_0000_0000_0000_1111_...		Binary	DINT
⊞-Local:0:C.FaultLatchEn	2#0000_0000_0000_0000_1111_...		Binary	DINT
⊞-Local:0:C.OpenWireEn	2#0000_0000_0000_0000_1111_...		Binary	DINT
⊟-Local:0:I	{...}	{...}		AB:1756_DI_...
⊞-Local:0:I.Fault	2#0000_0000_0000_0000_0000_...		Binary	DINT
⊞-Local:0:I.Data	2#0000_0000_0000_0000_0000_...		Binary	DINT
⊞-Local:0:I.CSTTimest...	{...}	{...}	Decimal	DINT[2]
⊞-Local:0:I.OpenWire	2#0000_0000_0000_0000_0000_...		Binary	DINT

图 2-48　输入模块标签结构体

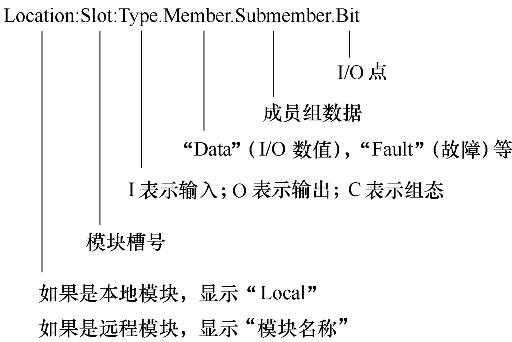


图 2-49　模块标签名称

2.3.2　组态本地模拟量模块

组态本地模拟量模块大致过程和数字量模块类似,在此将详细说明其不同之处。模拟量输入输出模块需要为每个通道另外配置一些参数,如图 2-50 所示。

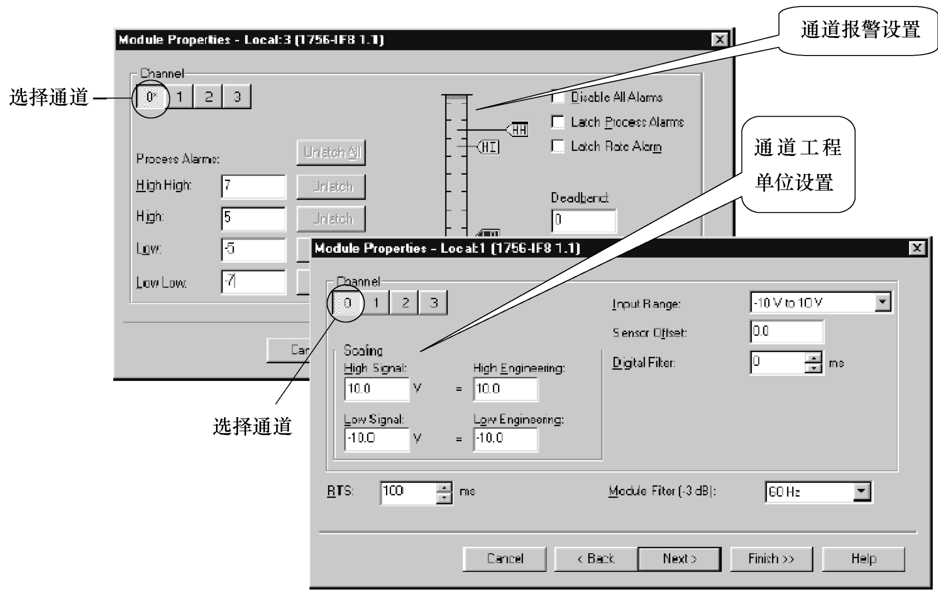


图 2-50　模拟量输入输出模块参数组态

这些界面上需要组态的附加参数见表 2-6。

表 2-6　模拟量模块的组态参数

要执行下列操作	选择并改变下列参数
要改变模块浮点通信格式下的标定值(例如,向 0 ~ 20mA 的模块发送 4 ~ 20mA 的信号,在这里模块可以将 4mA 标定为低电平信号,20mA 标定为高电平信号)	Scaling(标定)

（续）

要执行下列操作	选择并改变下列参数
将输出限定在一个安全的范围内。在模块的命令信号超过限定范围，这时可以起到保护作用（例如：数值范围为 0～10000 时可以将 Clamping（嵌位）设置为 9000，则输出信号将不会超过 9000）	Clamping（钳位）
在隔离型模块的每个通道上可以设置频率（例如，60Hz 传输线噪声）并将其过滤	Notch Filter（陷波滤波器）
当输出信号超过所设置的限位（高高报警、高报警、低报警和低低报警）后，给控制器发送信号将某些位置 1	Process Alarms（过程报警）

2.3.3　组态远程 I/O 模块

1. 通过 ControlNet 扩展远程 I/O 模块

通过 ControlNet 扩展远程 I/O。这种方式在水处理行业应用十分广泛。下面以同样的方式进行介绍，硬件结构如图 2-51 所示。

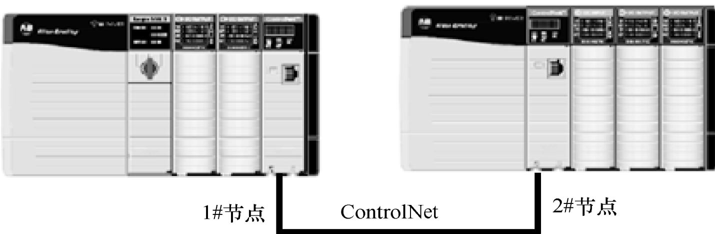


图 2-51　实验硬件

通过 ControlNet 扩展远程 I/O 的步骤如下：

1）在模块选择列表处选择 ControlNet 通信模块（这根据实际情况而定），如图 2-52 所示。

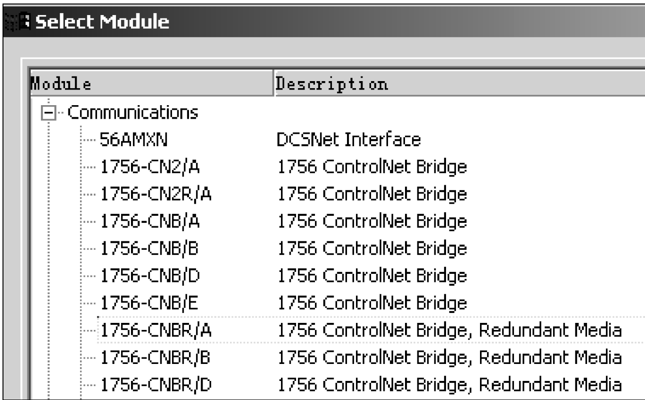


图 2-52　选择 ControlNet 模块

2）组态模块名称、模块在 ControlNet 上的节点号、模块所在的槽号以及电子锁信息，如图 2-53 所示。

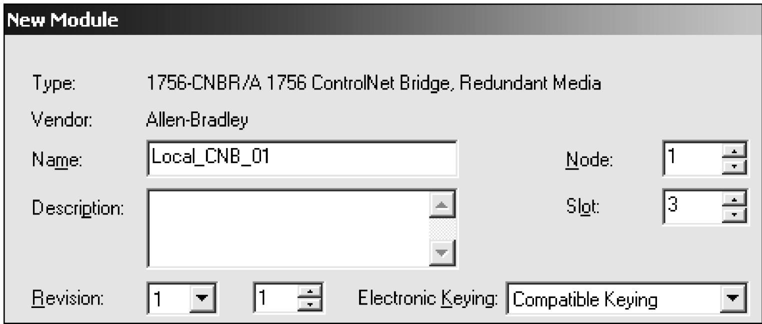


图 2-53　CNB（R）模块组态（一）

3）设置完毕后，单击“OK”按钮，接受组态。然后，在该模块上再次单击右键，选择“New Module”，开始添加远程“ControlNet”通信模块，如图 2-54 所示。

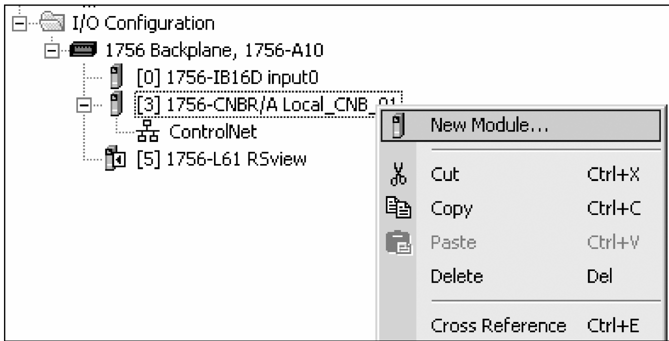


图 2-54　CNB（R）模块组态（二）

4）弹出的模块处选择远程框架上的“ControlNet”通信模块（这根据实际的应用项目而定）。然后，单击“OK”按钮，如图 2-55 所示。

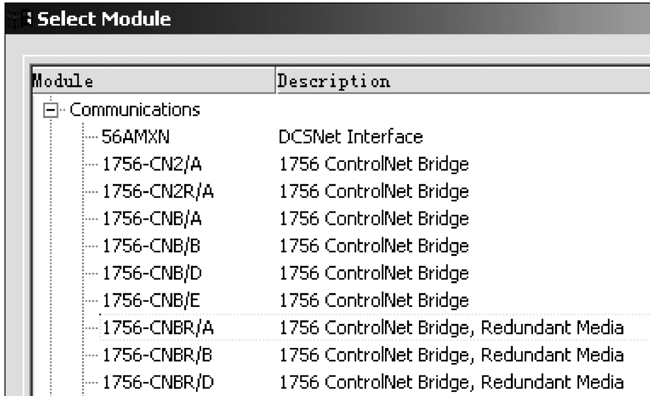


图 2-55　选择远程框架上的通信模块

5）组态远程框架上的通信模块，除了模块名称、节点、槽号和电子锁的匹配这些信息之外，还有“Comm Format”（通信格式）和“Chassis Size”（框架大小）这两个选项，如图 2-56 所示。

6）配置完毕后，单击“OK”按钮即可完成。添加远程框架上的 I/O 模块，在远程通信模块上单击鼠标右键，选择“New Module”，如图 2-57 所示。

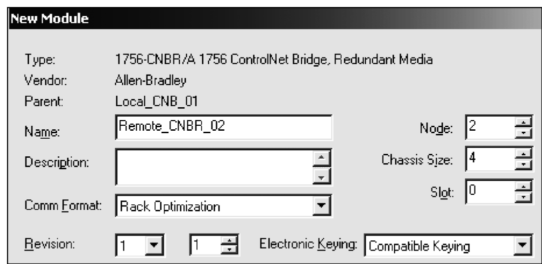


图 2-56　配置远程框架上的通信模块

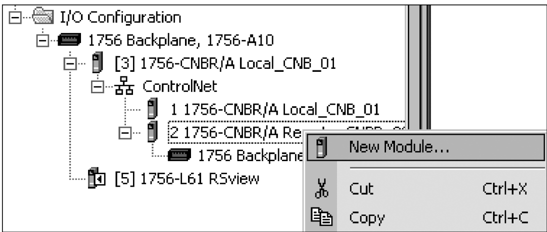


图 2-57　添加远程框架上的 I/O 模块

7）在弹出的模块列表中选择数字量输入模块，如图 2-58 所示。

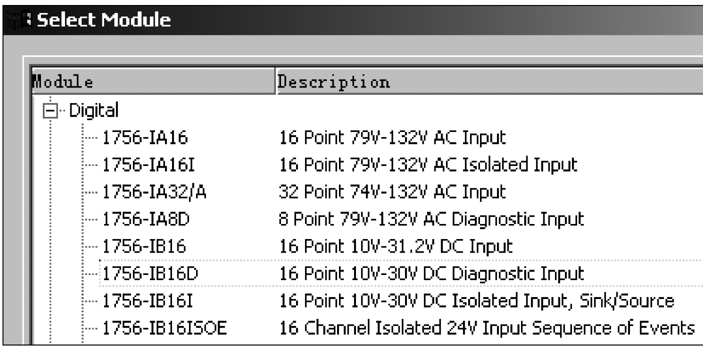


图 2-58　添加远程 I/O 框架上的输入模块

8）组态该模块，填写模块的名称、模块所在的槽号、通信格式和模块的电子锁等信息。如图 2-59 所示。

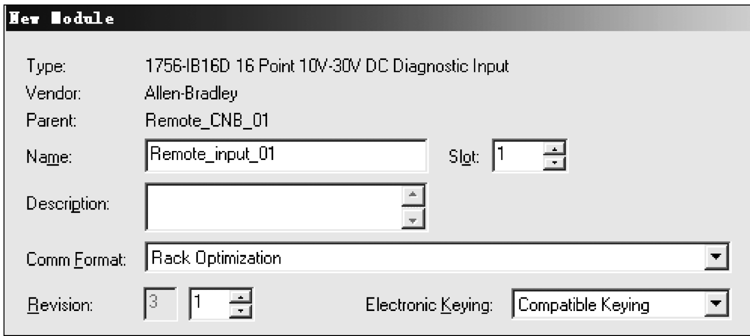


图 2-59　配置远程 I/O 框架上的输入模块

9）组态输入模块完毕后会自动生成远程模块的结构体，如图 2-60 所示。

⊞-Remote_CNBR_02:I	{...}	{...}		AB:1756_CNB_4SLOT:I:0
⊞-Remote_CNBR_02:O	{...}	{...}		AB:1756_CNB_4SLOT:O:0
⊟-Remote_CNBR_02:1:I	{...}	{...}		AB:1756_CNB_SLOT:I:0
⊞-Remote_CNBR_02:1:I.Fault	2#0000_0000_0000_0000_00...		Binary	DINT
⊞-Remote_CNBR_02:1:I.Data	2#0000_0000_0000_0000_00...		Binary	DINT
⊞-Remote_CNBR_02:1:C	{...}	{...}		AB:1756_DI:C:0

图 2-60　远程 I/O 框架上的输入模块的标签结构体

2. 通过 EtherNet/IP 扩展远程 I/O 模块

通过 EtherNet/IP 模块扩展远程 I/O 模块，大致过程与通过 ControlNet 扩展远程 I/O 模块基本一致。所不同的是 EtherNet/IP 添入模块的 IP 地址。本地 ENBT 模块的组态如图 2-61 所示。

New Module

Type: 1756-ENBT/A 1756 10/100 Mbps Ethernet Bridge, Twisted-Pair Media
Vendor: Allen-Bradley
Parent: Local
Name: Local_ENBT
Description:
Address / Host Name
IP Address: 192 . 168 . 1 . 11
Host Name:
Slot: 0
Revision: 3 1
Electronic Keying: Compatible Keying

图 2-61　本地的 ENBT 模块组态

远程 ENBT 组态，如图 2-62 所示。

New Module

Type: 1756-ENBT/A 1756 10/100 Mbps Ethernet Bridge, Twisted-Pair Media
Vendor: Allen-Bradley
Parent: Local_ENBT
Name: Remote_ENBT
Description:
Address / Host Name
IP Address: 192 . 168 . 1 . 12
Host Name:
Comm Format: Rack Optimization
Slot: 0 Chassis Size: 17
Revision: 3 1
Electronic Keying: Compatible Keying

图 2-62　远程的 ENBT 模块组态

2.4　EtherNet/IP 网络组态

EtherNet/IP 工业以太网结构如图 2-63 所示。

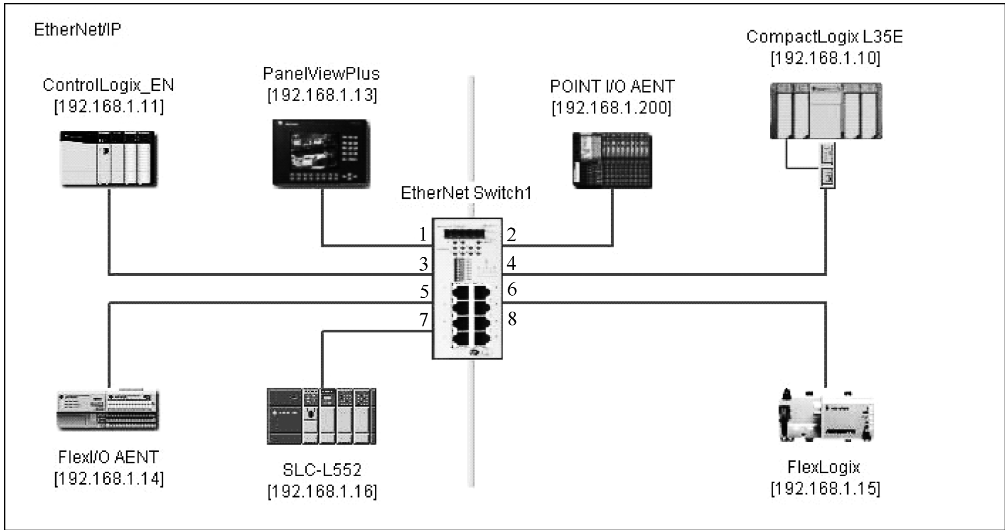


图 2-63　工业以太网结构图

实验步骤：

1）单击 “Start”→“Program”→“Rockwell Software”→“RSLin” 或单击桌面上图标，启动 RSLinx，如图 2-64 所示。

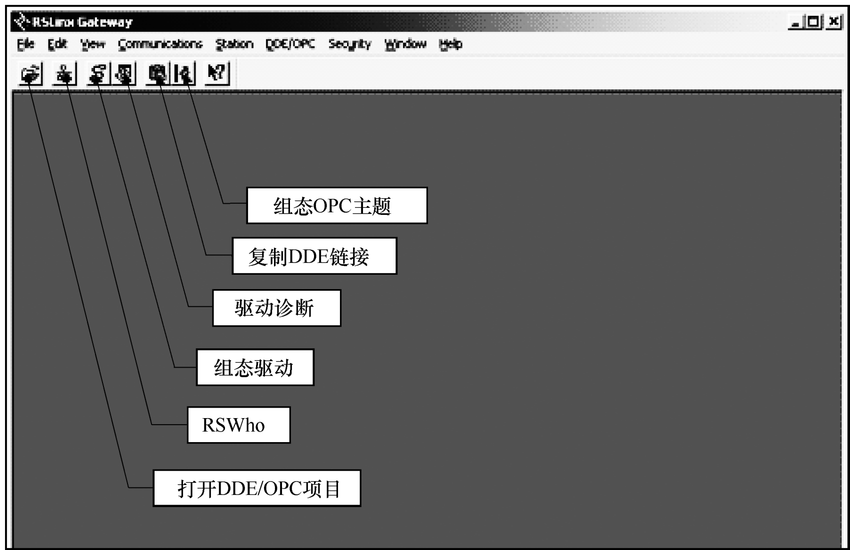


图 2-64　RSLinx 启动界面

2）单击菜单栏 “Communications”→“Configure Drivers ...” 或在工具条上单击 “Configure Drivers”，如图 2-65 所示。

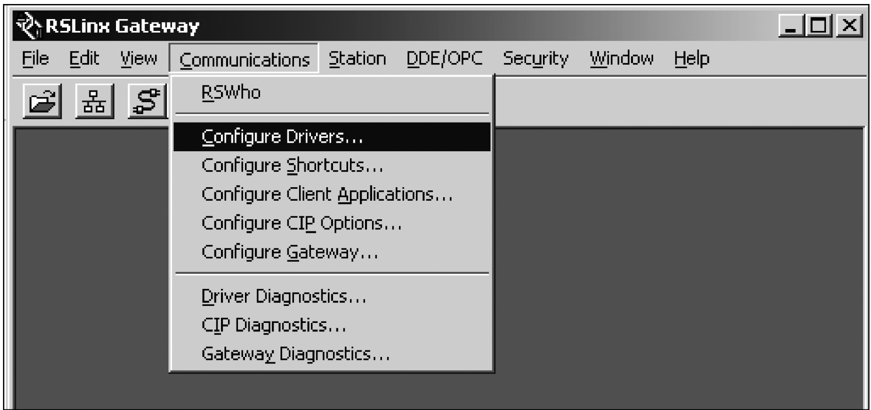


图 2-65　组态驱动

3）弹出标题为“Configure Drivers”的窗口。单击“Available Driver Types”对话框中的下拉箭头，选择“Ethernet devices”，如图 2-66 所示。这些驱动是 Allen-Bradley 公司的产品在各种网络上的通信卡的驱动程序，这些通信卡的驱动程序保证了用户对网络的灵活选择和使用。可以根据设备的实际情况来适当选择添加驱动程序，注意要和你使用的硬件类型相匹配。

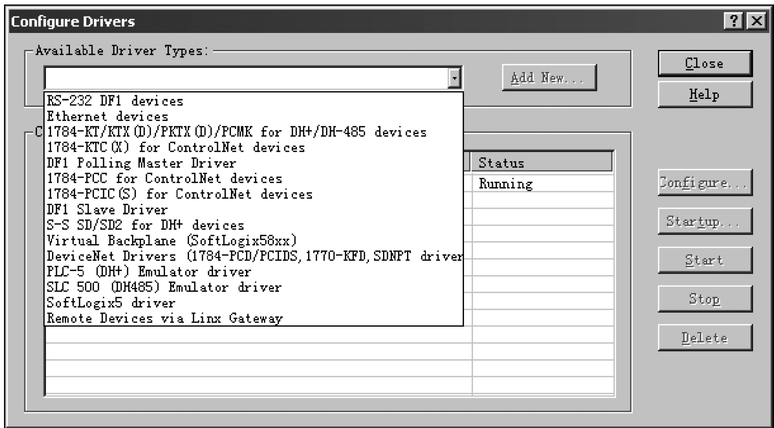


图 2-66　选择驱动组态类型

4）单击“Add New”按钮，将弹出如图 2-67 所示窗口。

5）单击“OK”按钮，会弹出如图 2-68 所示窗口，在“Station Mapping”的“Host Name”中输入的 IP 地址，该 IP 地址为以太网模块的 IP 地址。



图 2-67　命名驱动

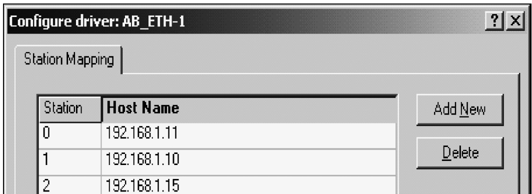


图 2-68　添加 IP 地址

CompactLogix L35E IP Address：192. 168. 1. 11

ControlLogix 1756-ENBT IP Address：192. 168. 1. 10

FlexLogix 1788-ENBT IP Address：192. 168. 1. 15

6）单击工具栏中本地连接的图标，检查计算机网卡的 IP 地址设置，并确认 IP address：192. 168. 1. XXX；Subnet mask：255，255，255，0；Default gateway：192. 168. 1. 1，如有不同，请修改为上述配置，如图 2-69 所示。

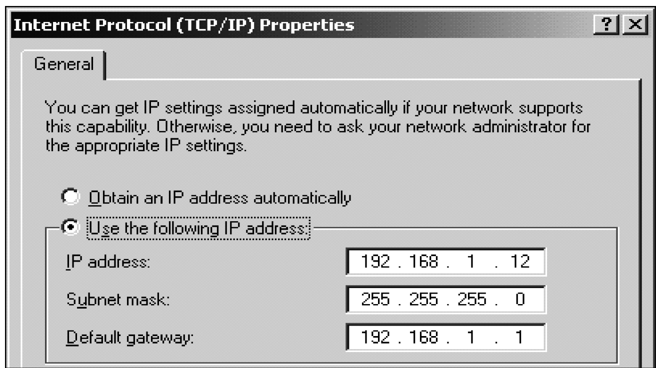


图 2-69　检查 IP 设置

7）单击“OK”按钮，在“Configure Drivers”窗口下的列表中出现“AB_ETH-1 A-B Ethernet RUNNING”字样，表示该驱动程序已经运行，如图 2-70 所示。

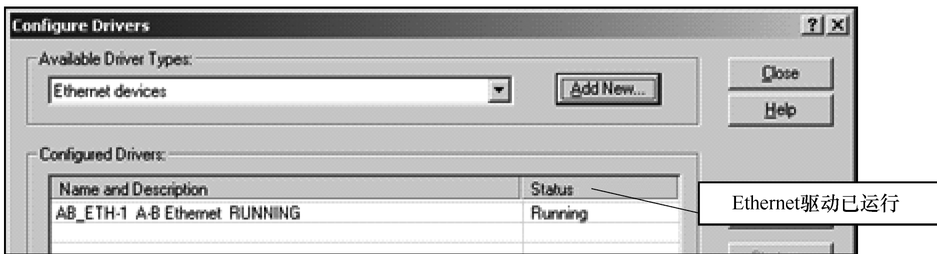


图 2-70　驱动程序已运行

8）单击“Close”按钮回到 RSLinx 初始界面，单击“Communications”→“RSWho”，现在工作区左侧列表中多了 AB_ ETH-1 网络图标，选中右上角“Autobrowse”或单击“Refresh”按钮，如果驱动组态正常，单击该网络图标，会出现所配置好设备的图标，如图 2-71 所示。

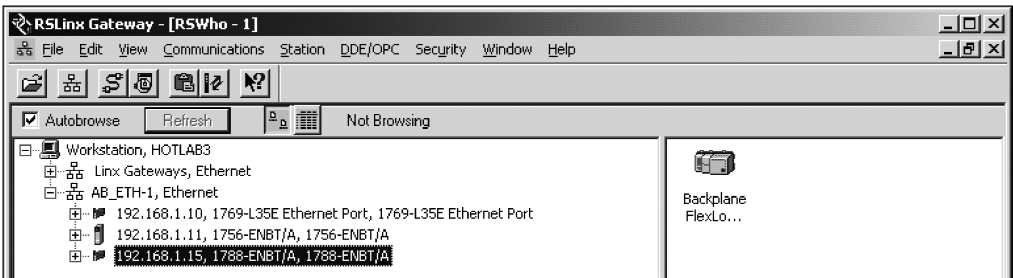


图 2-71　新组建的 Ethernet 网络

9）用户可通过“RSWho”查看框架配置，也可获取设备信息。例如，获取 L61 控制器信息，如图 2-72 所示。



图 2-72　L61 控制器信息

10）用户还可通过 ControlLogix 背板的“透明”网关功能，访问其它网络上的设备，如图 2-73 所示。

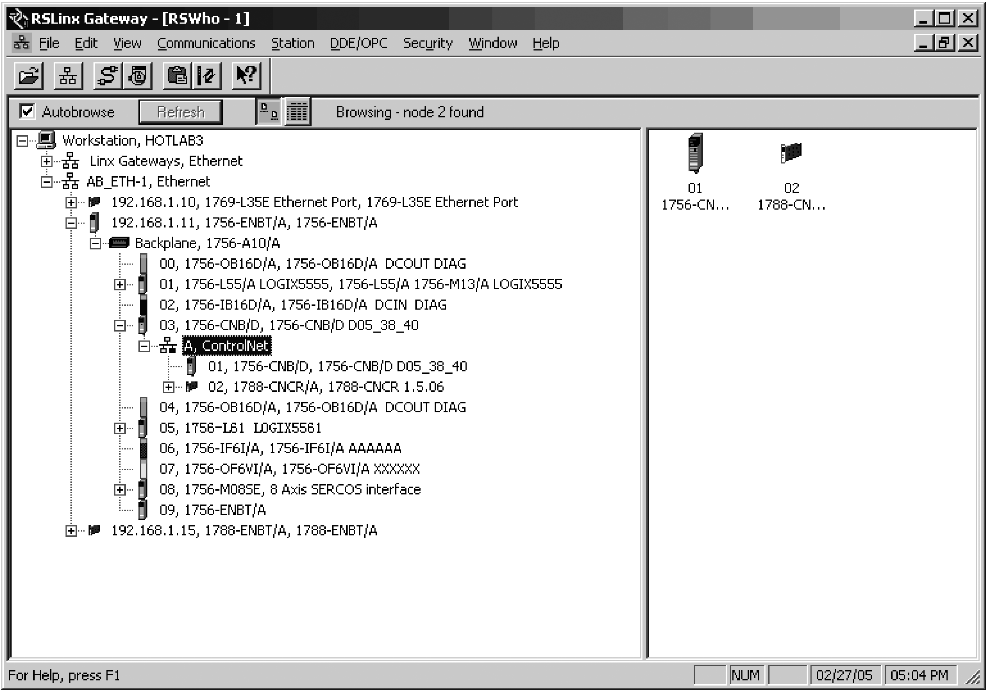


图 2-73　查看 ControlNet 网络

至此，完成了上位机通过 EtherNet/IP 网络接入的实验。

2.5　ControlNet 网络组态

用户使用 ControlNet 通信卡在计算机和 ControlNet 网络之间进行通信。通过 ControlNet 通信卡可以很方便地进行上载、下载或在线连接 ControlNet，常用的 ControlNet 通信卡有以下三种：

1）1784-PCC，用于所有具备 PCMICA 接口，基于 Microsoft Windows 操作系统的计算机（例如便携式计算机）连接到 ControlNet 网络。

2）1784-PCIC（S），具有 PCI 总线的台式计算机可以通过该卡连接到 ControlNet 网络。

3）1784-KTCX15，用于台式计算机（同 16 位 ISA 至 32 位 EISA 相兼容）连接到 ControlNet 网络。

要进行 ControlNet 规划，为了预留带宽，通信卡应分配一个节点地址并满足如下要求：

1）节点地址设置为高于最大规划节点地址（SMAX），但是低于最大非规划节点地址（UMAX）。因为通信卡只用于非规划通信，所以如此设置有助于提高对规划带宽的利用率。

2）设置的节点地址应当是连续的，否则会浪费非规划带宽。

2.5.1　通信实例：通过 NAP 口访问 ControlNet

在本实例中，通过 1784-PCC 卡接入 ControlNet。该卡通过 1756-CNB（R）的 NAP 口接入 ControlNet，从而达到访问 ControlNet 的目的。

实验步骤如下：

1）打开 RSLinx 软件，选择“Communications”→“Configure Drivers”。

2）在弹出的对话框中，单击下拉菜单，选择“1784-PCC for ControlNet devices”驱动。具体操作如图 2-74 所示。

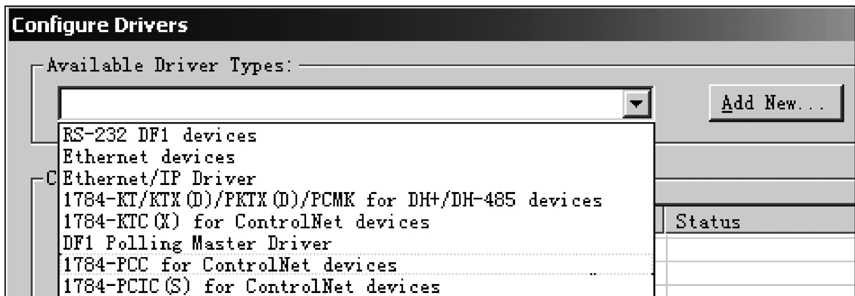


图 2-74　添加 1784-PCC 通信卡驱动

3）然后单击“Add New”按钮，如图 2-75 所示，显示 ControlNet 的驱动已经开始运行。

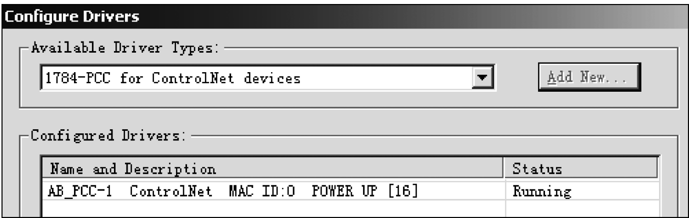


图 2-75 网络驱动运行状态

4）单击“RSWho”按钮，即可浏览 ControlNet 网络上的设备，如图 2-76 所示。

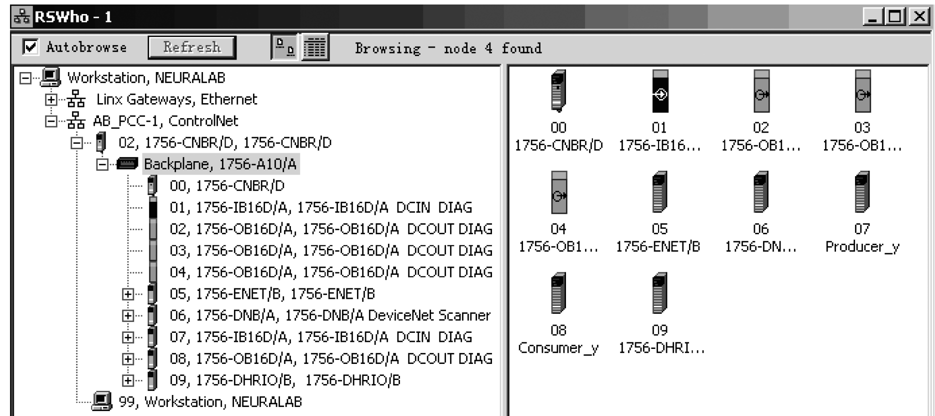


图 2-76 ControlNet 网络界面

以上介绍的方法就是现在常见的访问 ControlNet 的方法。通常访问 ControlNet，可以通过 EtherNet/IP 进行路由，也可以通过控制器上的串口设备访问 ControlNet。

2.5.2 ControlNet 网络优化

RSNetWorx for ControlNet 软件

RSNetWorx for ControlNet 软件专门用于对 ControlNet 网络进行设计、组态、优化及管理。该软件最大限度地允许用户提高对 ControlNet 的利用率。用户可以通过简洁的软件界面迅速地对网络上的设备进行设置。这些设置可以在“离线”方式下通过“拖/放”设备图标的操作方式进行，也可以通过 RSLinx 软件“在线”扫描 ControlNet 进行组态。

该软件有如下功能：

1）充分利用“生产者/消费者”模式具有的信息传递优越性，定义网络上设备的数据信息，便于设备之间相互通信；

2）单键式操作可实现整个网络配置的上载/下载；

3）网络时序规划和带宽计算；

4）深层次浏览，点击式组态；

5）组态冲突诊断；

6）通过添加 EDS（电子数据表）更加容易地实现对新型设备的支持，真正实现多设备供应商所生产的设备之间的兼容与互操作；

7）HTML 超文本格式报表。

图 2-77 所示为 RSNetWorx for ControlNet 软件的主界面。



图 2-77　RSNetWorx for ControlNet 软件界面

2.5.3　ControlNet 网络参数

在本节中，将向读者介绍一些 ControlNet 网络参数，主要有：NUT（Network Update Time，网络刷新时间）、SMAX（最大规划节点）、UMAX（最大非规划节点）和介质冗余选项等。

ControlNet 工业通信网络的数据链路层采用并时间域多路存取（Concurrent Time Domain Multiple Access，CTDMA）技术，这种技术依靠生产者与消费者的通信模式来完成，数据源只需要将数据发送一次，多个需要该数据的节点通过在网络上识别标识符，同时从网络上获取来自同一生产者的报文数据。这样，一方面有效地提高了网络的带宽利用率；另一方面数据可以同时到达该节点，可实现各节点的精确同步化。

ControlNet 针对控制网络数据传输类型的需要，设计了通信调度的时间分片方法，它既可满足对时间有严格要求的控制数据的传输要求，例如 I/O 刷新、控制器之间的数据传输，又可满足信息量大、对时间没有苛求的数据与程序的传输，例如远程组态、调整和故障查询等。通信调度的时间分片方法根据网络应用情况，将网络运行时间划分为一系列等间隔的时间片，即 NUT。

1. NUT

ControlNet 采用 CTDMA 仲裁机制，这种仲裁机制把网络时间分割为一个个时间片，每个时间片的持续长度为一个 NUT。CTDMA 把每个 NUT 分为三个部分：预定时段、非预定时段和网络维护时段，如图 2-78 所示。

需要注意的是：为了网络的正常工作，NUT 网络刷新时间必须达到如下的要求：

1）必须组态为 2～100ms 之间。

2）必须与网络要求最快速率相匹配。

3）必须足够大，以便于允许必需的网络通信量流通。

具体的设置方法如下，在属性对话里找到 NUT，如图 2-79 所示。

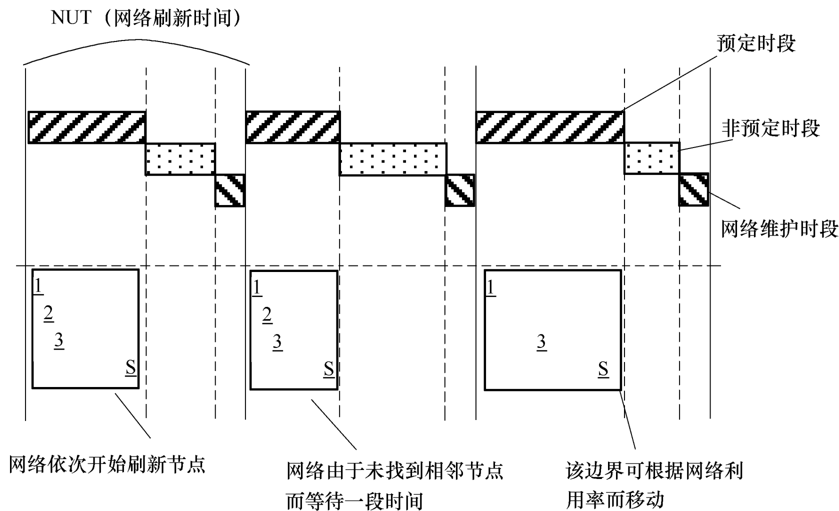


图 2-78　NUT 的构成

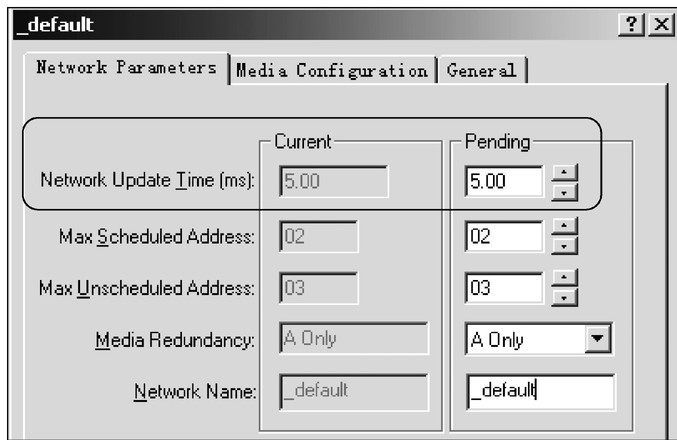


图 2-79　NUT 的设置

2. SMAX 和 UMAX

SMAX 定义了哪些节点可以访问规划带宽。为了网络能够正常运行，最大规划节点应该满足如下的推荐做法：

1）SMAX 是在规划带宽内通信的最高节点地址。

2）SMAX 不要预留低于该节点号的空节点地址，因为这样做将浪费规划带宽。

UMAX 是用户组态的参数，它定义了哪些节点可以访问非规划带宽。为了网络能够正常运行，最大非规划节点应该满足如下推荐做法：

1）最大非规划节点是需要在网络上通信的最高节点地址。

2）最大非规划节点不要预留低于该节点号的空节点地址，因为这样做将浪费非规划带宽。

需要特别注意的是最好将所有的规划节点地址排列在一起，并且位于非规划节点地址之前，这样可以减少网络规划带宽的浪费。正确设置 SMAX 和 UMAX 可以极大地提高带宽的

利用率。

3. 介质冗余选项

介质冗余是用户组态的参数，它定义了将使用哪个通道进行数据传输。具体的设置方式如图 2-80 所示。

图 2-80　介质冗余选项

4. Keeper

ControlNet 中必须至少有一个节点充当 Keeper，通俗地说，网络 Keeper 就是网络的控制器。它仅仅允许已配置好的节点可以加入到网络中，只有拥有网络扫描列表（Scan-list Configuration）信息的设备可以做为 Keeper。严格地说，Keeper 是控制网上的某个节点，它具有存储和应用预定带宽信息和网络组态参数（例如 NUT、SMAX、UMAX 和介质使用方式等信息）的能力。

一般情况下，网络上可以作为 Keeper 的设备中，节点号最小的设备充当 Keeper。

2.6　ControlNet 扩展远程 I/O 模块

2.6.1　ControlNet 扩展远程 I/O 模块概况

在水处理行业中，一般使用 ControlNet 扩展远程 I/O，常见的 I/O 有分布式的和基于机架两种方式，表 2-7 中列出了常用的 I/O 模块。

表 2-7　ControlNet 扩展的 I/O 模块选择列表

选择 I/O	选择适配器	技 术 指 标
1756 ControlLogix I/O （基于机架的 I/O）	1756-CNB 1756-CNBR（冗余）	高级诊断和快速升级 模拟量和离散量 I/O 能够带电插拔（RIUP） 可拆卸端子块 软件组态时简单的启动向导 4 ~ 32 点

（续）

选择 I/O	选择适配器	技 术 指 标
1794 Flex I/O （分布式模块化 I/O）	1794-ACN15 1794-ACNR15（冗余）	独立于端子块基座的模块 能够带电插拔（RIUP） 24/48V 直流 继电器输出、模拟量、专用、以及温度模块
1734 Point I/O （分布式模块化 I/O）	1734-ACNR（冗余）	高度模块化（2、4 或者 8 点） 数字量、模拟量、继电器输出、隔离型温度、RTD、热电偶、计数器以及 ASCII 模块 通道级 Logix 故障诊断：断线、短路故障等 能够带电插拔（RIUP） 可拆卸端子块 在单个 ControlNet 节点上可安装 63 个 Point I/O 模块

2.6.2 扩展远程 I/O 应用实例

在本实验中，通过 ControlNet 网络扩展远程 I/O，具体的硬件如图 2-81 所示。

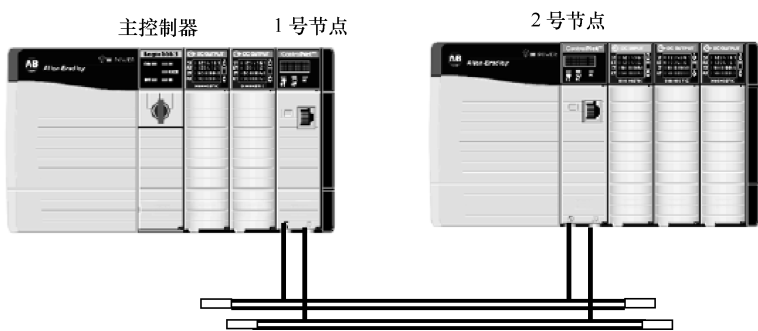


图 2-81 通过 ControlNet 扩展远程 I/O

1）打开 RSLinx，添加 EtherNet/IP 驱动，通过工业以太网访问 ControlNet，具体操作不再叙述。通过 EtherNet/IP 访问 ControlNet 的 RSLinx 界面如图 2-82 所示。

2）打开 RSLogix5000 软件，新建工程，选择控制器型号，控制器的版本号，输入工程的名称，框架类型以及控制器所处的槽号即可，具体如图 2-83 所示。

3）在 I/O Configuration 文件夹处单击右键，选择“New Module”，如图 2-84 所示。

4）在弹出的模块列表中，选择 1756-CNB/B（这里因具体情况的不同而不同，在本例中本地的框架上的为 1756-CNB/B 模块）然后单击“确定”，如图 2-85 所示。

5）下面组态该模块的属性，主要是设置该模块的节点和槽号（注意：节点位于网络上，而槽号是位于框架内的）以及电子锁，如图 2-86 所示。

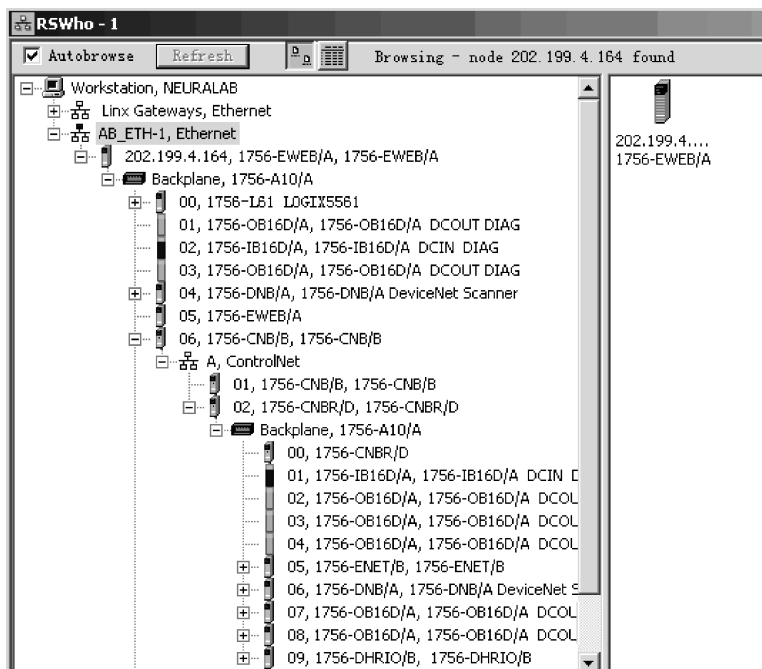


图 2-82　由以太网访问 ControlNet 界面

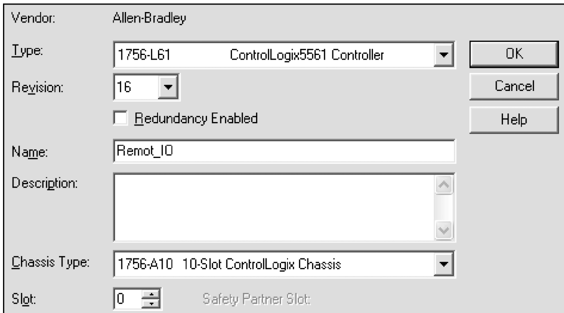


图 2-83　新建工程



图 2-84　I/O 组态

Module	Description	Vendor
Communications		
56AMXN	DCSNet Interface	Allen-Bradl
1756-CN2/A	1756 ControlNet Bridge	Allen-Bradl
1756-CN2/B	1756 ControlNet Bridge	Allen-Bradl
1756-CN2R/A	1756 ControlNet Bridge	Allen-Bradl
1756-CN2R/B	1756 ControlNet Bridge	Allen-Bradl
1756-CNB/A	1756 ControlNet Bridge	Allen-Bradl
1756-CNB/B	1756 ControlNet Bridge	
1756-CNB/D	1756 ControlNet Bridge	Allen-Bradl
1756-CNB/E	1756 ControlNet Bridge	Allen-Bradl
1756-CNBR/A	1756 ControlNet Bridge, Redundant Media	Allen-Bradl

图 2-85　选择本地 ControlNet 通信模块

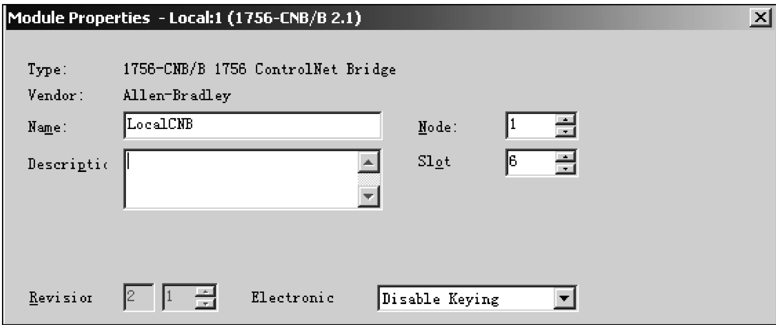


图 2-86　配置本地 ControlNet 通信模块的属性

6）添加远程的 ControlNet 通信模块。在本地 ControlNet 通信模块上单击右键，选择“New Module”，具体操作如图 2-87 所示。

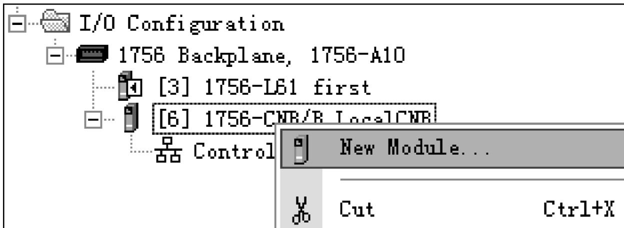


图 2-87　添加远程通信模块

7）在弹出的模块列表中选择远程通信模块的目录号，如图 2-88 所示。

Module	Description	Vendor
1756-CNB/B	1756 ControlNet Bridge	Allen-Bradl
1756-CNB/D	1756 ControlNet Bridge	Allen-Bradl
1756-CNB/E	1756 ControlNet Bridge	Allen-Bradl
1756-CNBR/A	1756 ControlNet Bridge, Redundant Media	Allen-Bradl
1756-CNBR/B	1756 ControlNet Bridge, Redundant Media	Allen-Bradl
1756-CNBR/D	1756 ControlNet Bridge, Redundant Media	
1756-CNBR/E	1756 ControlNet Bridge, Redundant Media	Allen-Bradl
1757-FFLDC/A	1757 Foundation Fieldbus Linking Device	Allen-Bradl
1768-CNB/A	1768 ControlNet Bridge	Allen-Bradl
1768-CNBR/A	1768 ControlNet Bridge, Redundant Media	Allen-Bradl

图 2-88　选择远程通信模块

8）选择远程 ControlNet 通信模块完毕，单击“确定”，在接下来的对话框里开始设置远程 ControlNet 通信模块的属性，除了本地 ControlNet 通信模块的设置（节点，槽号，电子锁）之外，还需要设置远程 ControlNet 通信模块所处框架的大小，如图 2-89 所示。

9）添加远程框架上的 I/O 模块：在远程 ControlNet 通信模块处单击右键，选择“New Module”，如图 2-90 所示。

10）在模块列表中选择 1756-IB16D，单击“确定”，如图 2-91 所示。

11）配置输入模块属性，主要是输入模块名称，模块所在的槽位，通信格式以及电子锁等信息，如图 2-92 所示。

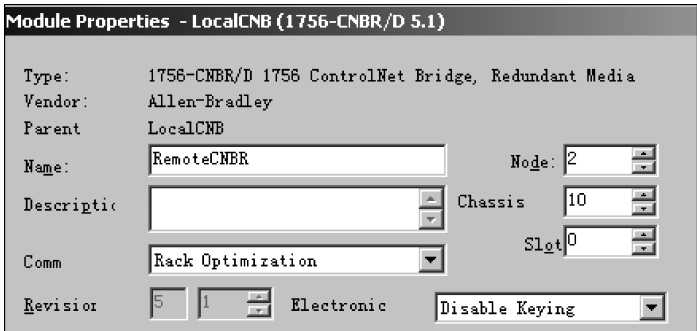


图 2-89　设置远程通信模块的槽号

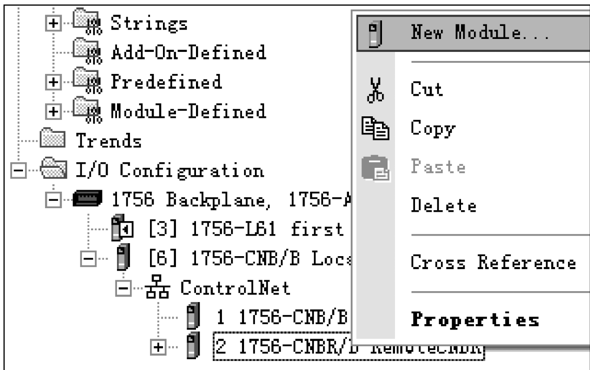


图 2-90　添加远程 I/O 模块

Module	Description	Vendor
Digital		
1756-IA16	16 Point 79V-132V AC Input	Allen-Bradl
1756-IA16I	16 Point 79V-132V AC Isolated Input	Allen-Bradl
1756-IA32/A	32 Point 74V-132V AC Input	Allen-Bradl
1756-IA8D	8 Point 79V-132V AC Diagnostic Input	Allen-Bradl
1756-IB16	16 Point 10V-31.2V DC Input	Allen-Bradl
1756-IB16D	16 Point 10V-30V DC Diagnostic Input	Allen-Bradl
1756-IB16I	16 Point 10V-30V DC Isolated Input, Sink/Sour...	Allen-Bradl
1756-IB16ISOE	16 Channel Isolated 24V Input Sequence of Eve...	Allen-Bradl
1756-IB32/A	32 Point 10V-31.2V DC Input	Allen-Bradl

图 2-91　添加 1756-IB16D 模块

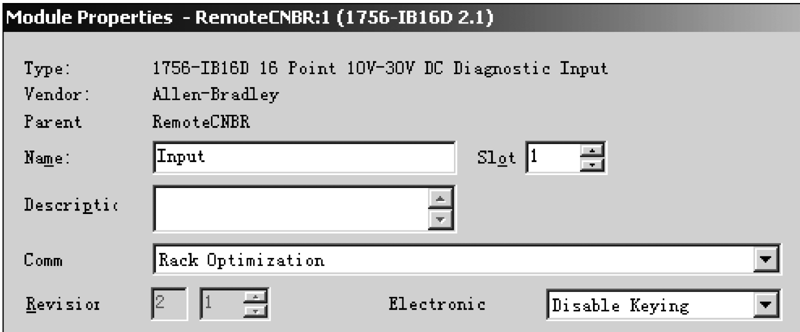


图 2-92　组态 1756-IB16D 模块属性

12）接下来按照同样的方式在模块列表中选择 1756-OB16D 输出模块。然后单击“确定”即可，如图 2-93 所示。

Module	Description	Vendor
1756-IV32/A	32 Point 10V-30V DC Input, Source	Allen-Bradl
1756-OA16	16 Point 74V-265V AC Output	Allen-Bradl
1756-OA16I	16 Point 74V-265V AC Isolated Output	Allen-Bradl
1756-OA8	8 Point 74V-265V AC Output	Allen-Bradl
1756-OA8D	8 Point 74V-132V AC Diagnostic Output	Allen-Bradl
1756-OA8E	8 Point 74V-132V AC Electronically Fused Outp...	Allen-Bradl
1756-OB16D	16 Point 19.2V-30V DC Diagnostic Output	Allen-Bradl
1756-OB16E	16 Point 10V-31.2V DC Electronically Fused Ou...	Allen-Bradl
1756-OB16I	16 Point 10V-30V DC Isolated Output, Sink/Sou...	Allen-Bradl

图 2-93　选择 1756-OB16D 模块

13）接下来配置模块属性，主要是填写模块名称，模块所在的槽位，通信格式以及电子锁等信息，如图 2-94 所示。

Module Properties - RemoteCNBR:2 (1756-OB16D 2.1)

Type: 1756-OB16D 16 Point 19.2V-30V DC Diagnostic Output
Vendor: Allen-Bradley
Parent RemoteCNBR
Name: Output　Slot 2
Descriptic
Comm Rack Optimization
Revisior 2 1　Electronic Disable Keying

图 2-94　组态 1756-OB16D 模块属性

14）将 I/O 模块配置完毕后，打开“Controller Tags”，发现这里生成了很多标签，这就是输入、输出模块的数据存储区，它们中间除了输入、输出数据外，还有许多关于组态、故障、时间戳等信息的数据，如图 2-95 所示。

Scope: Remote_IO(contro　Show: Show All　Sort: Tag Name

Tag Name	Value	Force Mask	Style	Type
+-RemoteCNBR:1:C	{...}	{...}		AB:1756_DI:...
−-RemoteCNBR:1:I	{...}	{...}		AB:1756_CN...
+-RemoteCNBR:1:I.Fault	2#0000_...		Binary	DINT
+-RemoteCNBR:1:I.Data	2#0000_...		Binary	DINT
+-RemoteCNBR:2:C	{...}	{...}		AB:1756_DO...
+-RemoteCNBR:2:I	{...}	{...}		AB:1756_CN...
−-RemoteCNBR:2:O	{...}	{...}		AB:1756_CN...
+-RemoteCNBR:2:O.Data	2#0000_...		Binary	DINT
+-RemoteCNBR:I	{...}	{...}		AB:1756_CN...
+-RemoteCNBR:O	{...}	{...}		AB:1756_CN...

图 2-95　控制器域标签数据区

15）将工程下载至控制器中，可以看到在 I/O Configuration 文件夹处有几个黄色的三角

叹号，这表示网络尚未进行优化，如图 2-96 所示。

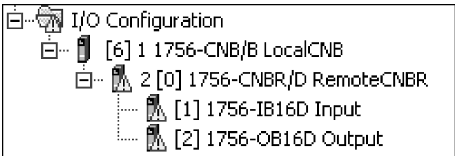


图 2-96　网络未进行优化时的 I/O 状态

16）下面进行网络优化，在进行网络优化前，先使控制器位于编程状态，然后再开始优化网络，打开“RSNetWorx for ControlNet”软件，先上载网络参数，在“Network”菜单下选择“Online”，如图 2-97 所示。

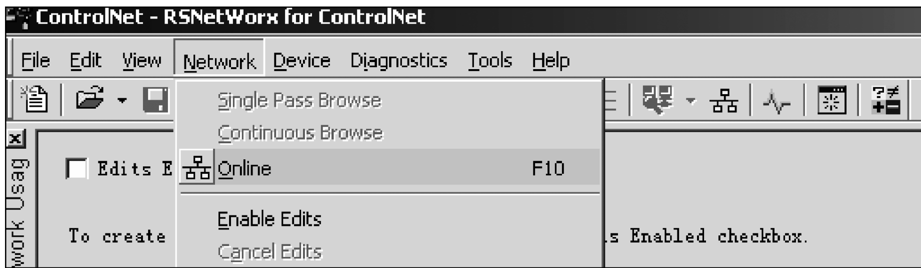


图 2-97　上载网络参数

17）在弹出的对话框中找到 ControlNet，单击“OK”按钮即可，如图 2-98 所示。

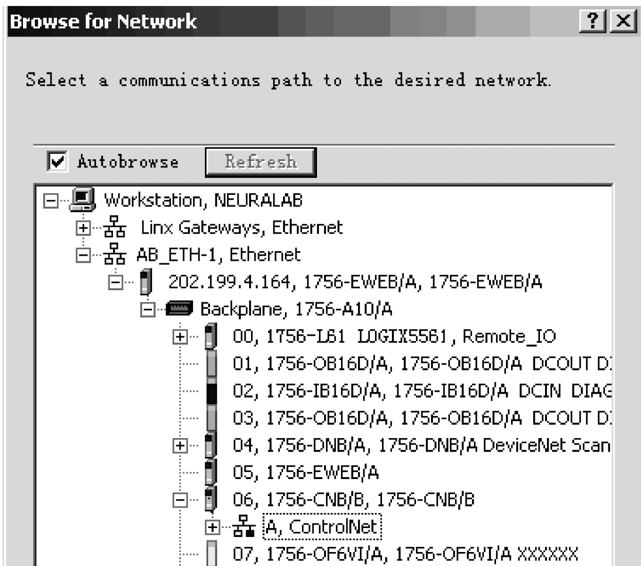


图 2-98　选择 ControlNet 网络

18）该软件开始自动扫描网络，扫描完毕后的情况如图 2-99 所示。

19）扫描完毕后，开始网络优化，先勾选“Edits Enable”，如图 2-100 所示。

20）然后开始配置网络参数，单击“Network”菜单下的“Properties”，弹出如下对话框，在这里设置 NUT、SMAX、UMAX、是否冗余等信息，具体设置如图 2-101 所示。

21）然后单击工具菜单栏上的保存按钮，选择保存的路径，单击“确定”，会弹出如图 2-102 的提示优化的对话框。

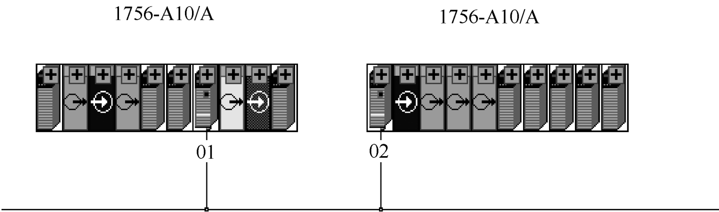


图 2-99　ControlNet 网络上的设备

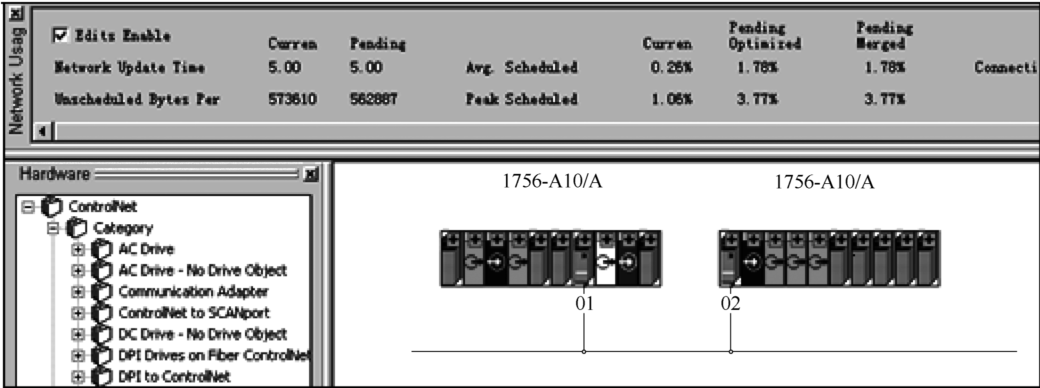


图 2-100　选择编辑使能

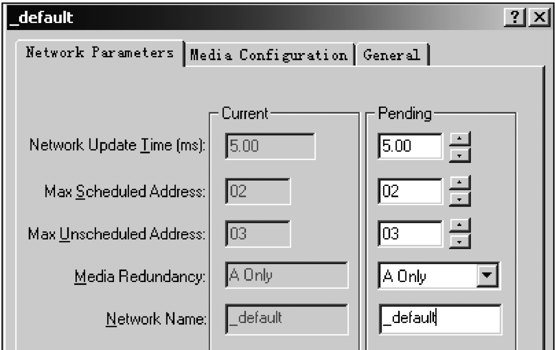


图 2-101　组态网络参数

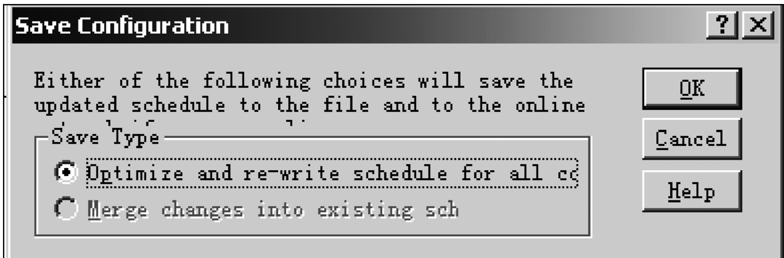


图 2-102　优化网络信息

22）单击“OK”按钮，网络会自动地将组态信息保存到 Keeper，如图 2-103 所示。

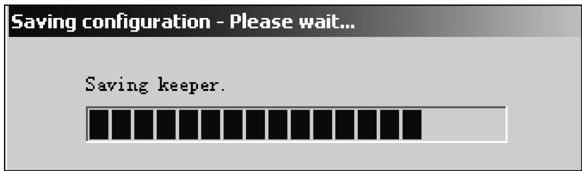


图 2-103　保存 Keeper

然后开始在线优化网络，如图 2-104 所示。

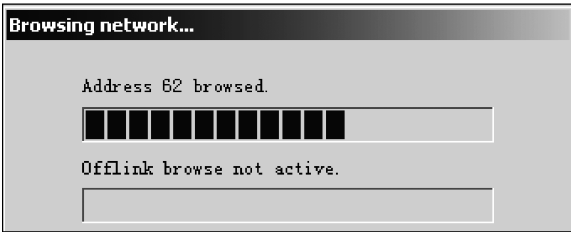


图 2-104　在线优化

23）优化完毕后，网络的状态如图 2-105 所示，比较一下和刚上载时的网络有什么不同。

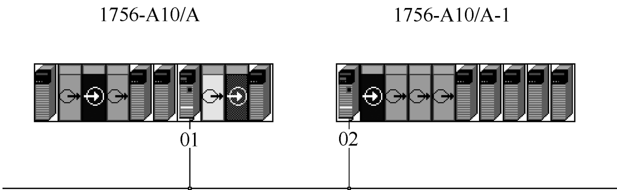


图 2-105　网络优化完毕后的界面

24）使控制器处于在线状态，I/O OK 灯显示绿色，这就表明网络通信已经完成。至此，整个网络就优化完毕，就可以对远程 I/O 模块进行操作了。

2.7　DeviceNet 网络组态

2.7.1　DeviceNet Scanner 模块

在 ControlLogix 控制系统中，DeviceNet 使用 1756-DNB 模块对整个网络的设备进行监视和控制。

在 1756-DNB 模块的顶部有三个旋转式的开关，用来对模块进行硬件设置，如图 2-106 所示。

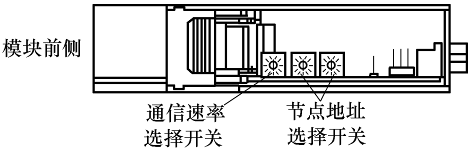


图 2-106　1756-DNB 硬件组态开关

1756-DNB 模块支持 DeviceNet 的三种通信速率，分别为 125kbit/s、250kbit/s、500kbit/s，通信速率的设置见表 2-8，出厂默认的通信速率为 125kbit/s。

表 2-8　通信速率设置表

开关设置	通信速率
0	125kbit/s
1	250kbit/s
2	500kbit/s
8	三个旋钮开关均为 8 时，则 1756-DNB 模块恢复出厂默认设置，正常使用时请勿使用
其余值	从 RSNetWorx for DeviceNet 软件选择通信速率

如图 2-107 所示，使用选择开关可以设置从 0～63 的任意一个节点地址，如果所设置的节点地址超过 63，那么就可以通过 RSNetworx for DeviceNet 软件对节点进行设置。

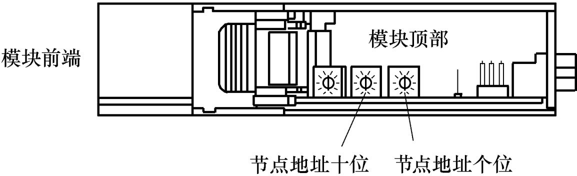


图 2-107　1756-DNB 地址设置

设置完模块的硬件设置之后，就要计算模块的输入输出数据是否能够满足应用的要求。在 ControlLogix 系统中，以 DINT 类型为单位进行数据的存储和运算，1756-DNB 模块的输入输出映像的大小是固定的，输出映像区有 124 个 DINT，输入映像区有 123 个 DINT。

2.7.2　DeviceNet 扩展远程 I/O 模块

在水处理行业中，常见的 I/O 模块选择见表 2-9。

表 2-9　DeviceNet 扩展的 I/O 模块选择列表

选择 I/O	选择适配器	技术指标
1756 ControlLogix I/O（基于机架的 I/O）	1756-DNB	高级诊断和快速升级 模拟量和离散量 I/O 能够带电插拔（RIUP） 可拆卸端子块 软件组态时简单的启动向导 4～32 点
1794 FLEX I/O（分布式模块化 I/O）	1794-ADN	独立于端子块基座的模块 能够带电插拔（RIUP） 24/48V 直流 120/23V 交流 继电器输出、模拟量、专用、以及温度模块 可达 252 点/适配器
1734 POINT I/O（分布式模块化 I/O）	1734-ADN	高度模块化（2、4 或者 8 点） 数字量、模拟量、继电器输出、隔离型温度、RTD、热电偶、计数器以及 ASCII 模块 通道级 Logix 故障诊断：断线、短路故障等 能够带电插拔（RIUP） 可拆卸端子块

1. 1794 系列 Flex I/O

Flex I/O 适配器 1794-ADN 将其 I/O 模块的数据打包，送至输入或输出字节一个连续的数据区内。在 Scanner 中所占的内存取决于适配器模块及其所连接的 I/O 模块。以一个 1794-IB16 和 1794-OB16 为例，说明如何计算所占内存的大小。

表 2-10　计算 I/O 所占内存

设　　备	输入内存（字节）	输出内存（字节）
1794-ADN	2	0
1794-IB16	2	2
1794-OB16	2	2
总计	6	4

通过表 2-10，可以看出 1794-ADN 模块仅占用输入数据区，而不论输入还是输出模块，占用输入数据区的同时也占用相同大小的输出数据区。原因是扫描器为各个槽位都分配了相应的内存，但是无法预知这个槽位是占用输入数据区还是占用输出数据区，因此所分配的内存既有输入又有输出。由此，当使用一个输入模块时，所分配的输出数据区并没有使用，只能浪费掉了；而如果使用一个输出模块时，输入数据区就被浪费掉了。

那么如何设置 1794-ADN 模块的节点地址呢？对于所有连接在 1794-ADN 上的模块和 1794-ADN 只需要为他们分配一个地址即可，如图 2-108 所示。通过改变设置地址的拨码开关就可以对 1794-ADN 模块进行地址的设置。如何进行 IO 的组态，将在本小节扩展远程I/O 应用实例。

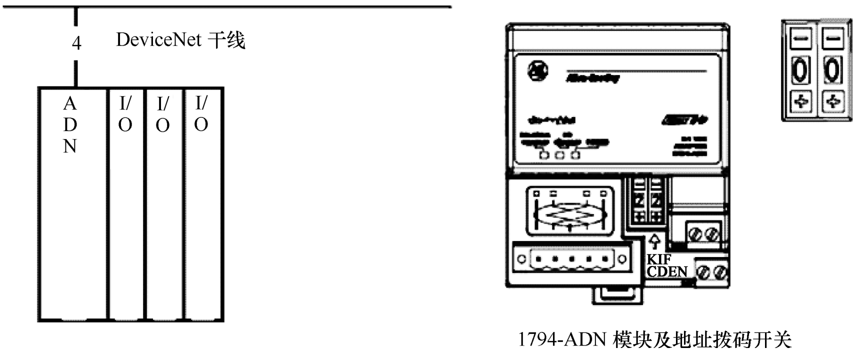


图 2-108　1794-ADN 地址设置

2. 1734 系列 Point I/O 模块

在 1734 系列中，有多种适配器模块，我们主要介绍其中的两种，即 1734-PDN 和 1734-ADN，如图 2-109 所示。

对于不同的适配器模块，网络的结构也有着明显的不同，如图 2-110 所示。当 1734-PDN 作为适配器时，每一个 IO 模块都作为一个节点出现在 DeviceNet 网络，也就是 1734-PDN 模块本身并不是一个节点；而 1734-ADN 模块则将其所带的子网上的 I/O 模块作为一个整体，占据一个节点地址。

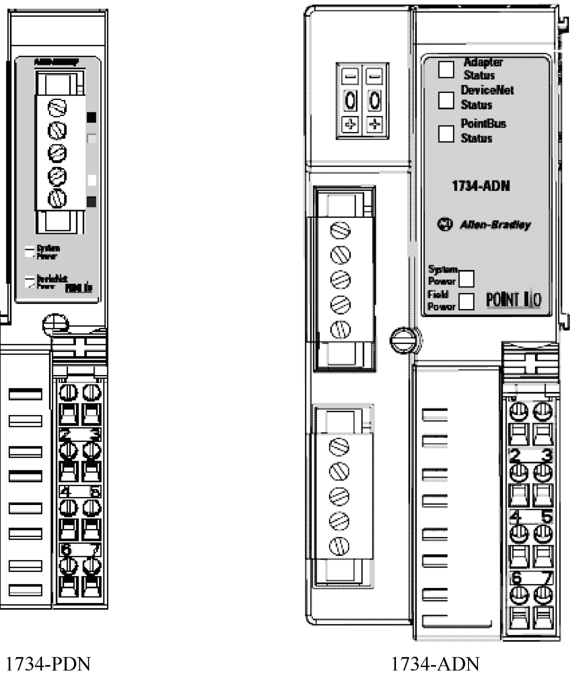


图 2-109　1734 系列适配器模块

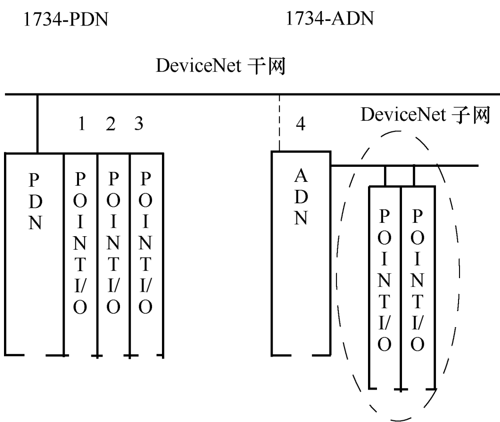


图 2-110　1734 系列适配器组成的网络结构

1734-PDN 作为适配器，则其输入输出模块的大小分别转换成 DINT，就是其在 Scanner 模块中所占有的内存。

1734-ADN 作为适配器，以 1734-IE2C 和 1734-OB4E 为例进行说明，见表 2-11。

表 2-11　计算 I/O 所占内存

设　　备	输入（字节）	扫描器中输入内存（DINT）	输出（字节）	扫描器中输出内存（DINT）
1734-AND	2	1	2	1
1734-IE2C	6	2	0	0
1734-OB4E	1	1	1	1
总计 6		4	6	2

由于 PDN 模块不作为一个独立的节点出现在网络中，因此无法对其进行地址设置，而输入输出模块没有专门的拨码开关进行地址设置，因此只能通过 RSNetworx for DeviceNet 软件进行地址设置。

对于 1734-ADN 模块，则可以通过拨码开关进行地址设置，方法同 1794-ADN 相同。

2.8　DeviceNet 扩展远程 I/O 应用实例

2.8.1　RSNetWorx for DeviceNet 软件

RSNetWorx for DeviceNet 是一款 32 位的 Windows 应用程序，用来组态 DeviceNet 设备。

采用图形或电子数据表表示所使用的 DeviceNet，这样就能够组态网络上的所有设备。

RSNetWorx for DeviceNet 具有如下的特点：

1）整个网络的组态存储在一个文件中，因此更好进行文件管理。

2）更好的 EDS 文件支持。能够自动获得更新版本的 EDS 文件。

3）同罗克韦尔其它软件进行集成。例如同 RSLogix 集成在一起。

4）可以通过 ControlNet、DH +、Ethernet 等网络，路由访问 DeviceNet。

5）具有 Windows95、98、2000、xp 系统都兼容的用户界面。

2.8.2　组态 1794 系列 Flex I/O

第一步，启动 RSNetWorx for DeviceNet 软件，“RSNetWorx” → “RSNetWorx for DeviceNet”，如图 2-111 所示。

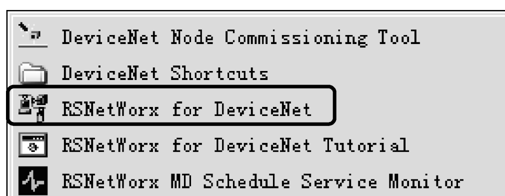


图 2-111　启动 RSNetWorx for DeviceNet

出现如图 2-112 所示的界面。

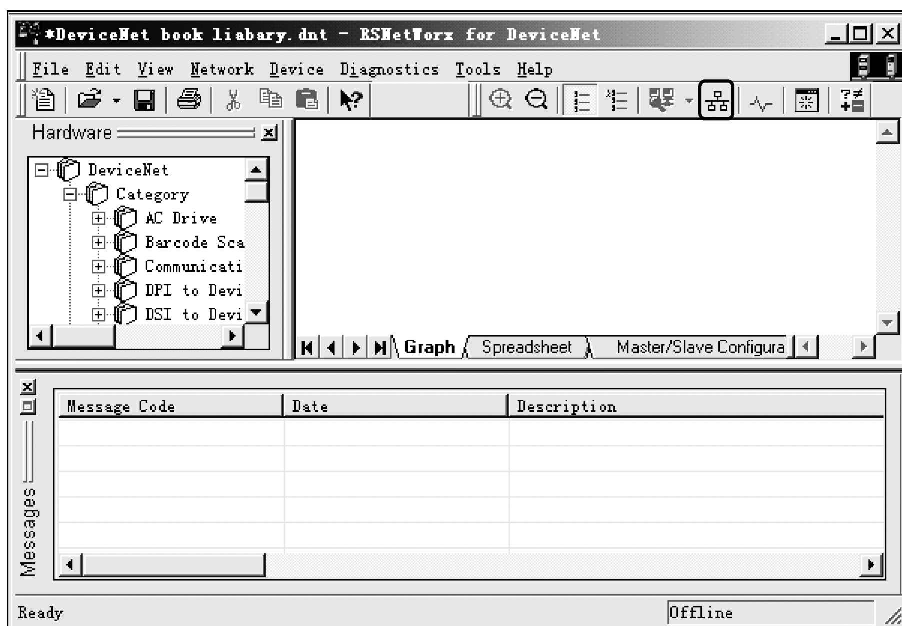


图 2-112　RSNetWorx for DeviceNet 界面

第二步，选择工具栏中的“Network”按钮，选择“Online”，或者选择图 2-112 中所标出的按钮，出现如图 2-113 所示的对话框，选择其中的“DeviceNet”。

在“DeviceNet”上有一个地址为 2 的 1756-DNB 模块和一个地址为 4 的 1794-ADN 模块，1794-ADN 模块上连接了两个模块一个为 1794-IB16，另一个为 1794-OB16。扫描后的网络如图 2-114 所示。

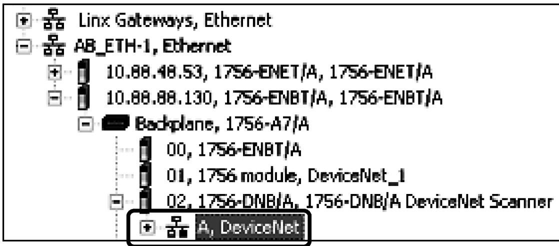


图 2-113　选择 DeviceNet 界面

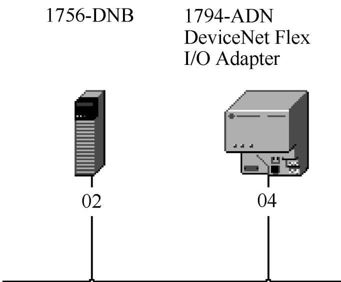


图 2-114　网络扫描图

第三步，双击“1794-ADN”的图标，出现一个对话框，选择“Module Configuration”选项卡，如图 2-115 所示。

从图 2-115 左侧的设备列表中选择相应的设备，完成组态如图 2-116 所示，然后选择“确定”按钮。

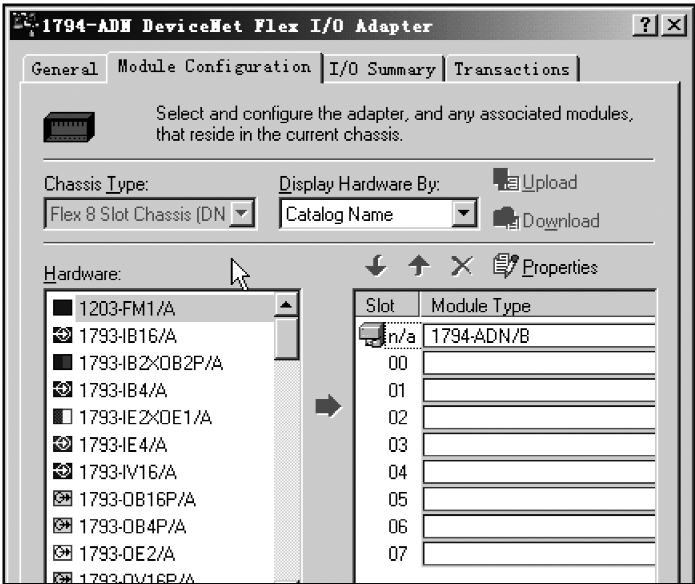


图 2-115　组态 I/O

Slot	Module Type
n/a	1794-ADN/B
00	1794-IB16/A
01	1794-OB16/A
02	

图 2-116　组态 I/O

第四步，双击“1756-DNB”模块，并选择“Scanlist”选项卡，如图 2-117 所示。

若选择图 2-117 中的“Automap on Add”选项，然后单击“>”按钮进行添加模块，然后分别选择“Input”选项卡和“Output”选项卡，则 I/O 分配如图 2-118 所示。

可以看到 1794 模块的输入数据被分配到了 1756-DNB 模块的“1：I. Data［0］”所在的数据区，而输出数据则被分配到了“1：O. Data［0］”所在的数据区。若需要自定义映射数

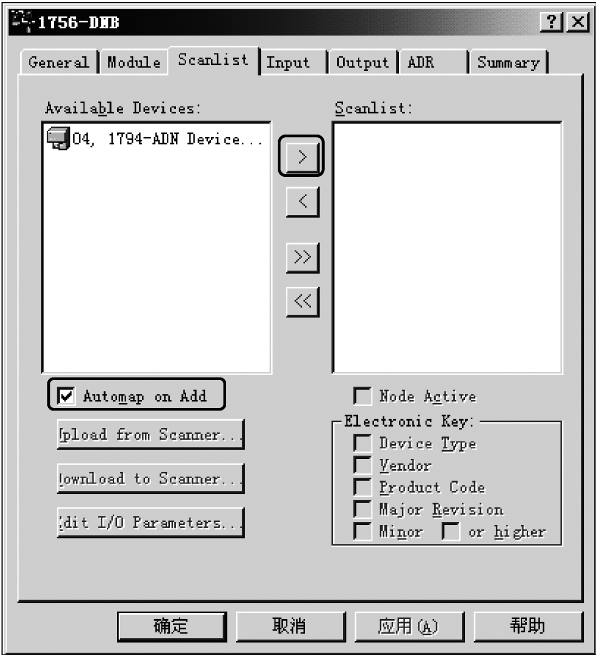
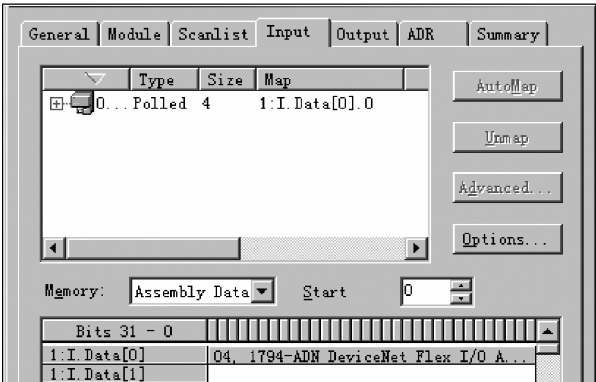
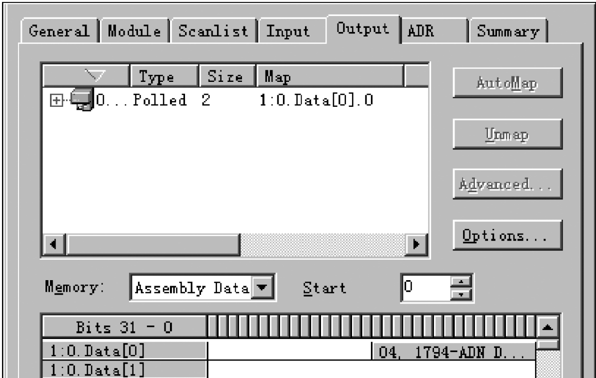


图 2-117　组态 Scanner 扫描列表



输入映像表



输出映像表

图 2-118　输入输出映像表

据区，则在单击如图 2-117 所示的“ > ”按钮时不要选择“Automap on Add”选项，具体操作将在 2.8.3 节中介绍。

第五步，选择“确定”按钮，将数据下载到 1756-DNB 扫描器模块中。至此，完成 1794 系列 I/O 模块的组态。

2.8.3 组态 1734 系列 Point I/O

重复组态 1794 系列 I/O 模块的第一步和第二步，则出现如图 2-119 所示的网络扫描图。

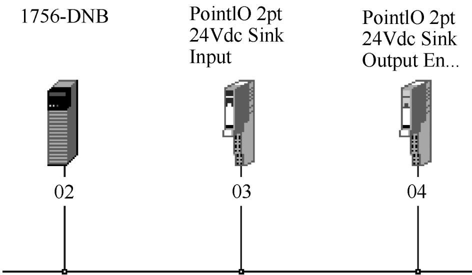


图 2-119 网络扫描图

可以看到在新的 DeviceNet 网络上有两个 Point I/O 的输入输出模块，由此可知所采用的适配器为 1734-PDN 模块。

双击“1756-DNB”模块，选择“Scanlist”选项卡，如图 2-120 所示。

这次不采用自动映射地址，而是进行手动分配，选择图 2-120 中的“ > >”按钮，然后选择“Input”选项卡，未分配前的输入如图 2-121 所示。

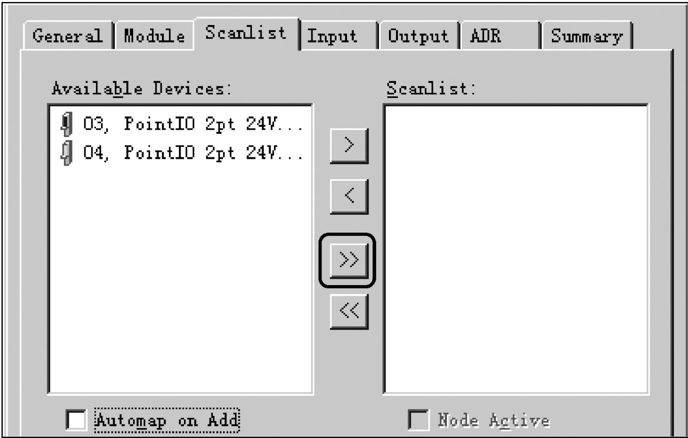


图 2-120 组态 Scanner 扫描列表

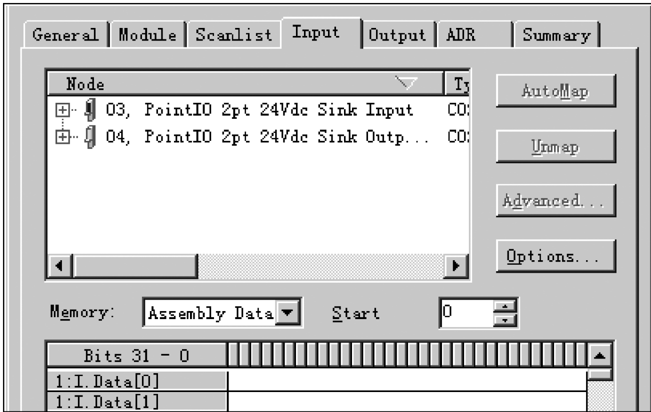


图 2-121 未组态的 Scanner 扫描列表

可以看到，输入和输出映像表均没有被组态。如果选择“Automap on Add”选项，则输入和输出映像就会自动分配到开头的双字中，也就是会被分配到“1：I. Data［0］”和“1：O. Data［0］”中。但是由于特殊应用的需要，需要将其放置在指定的映像表地址中，因此需要手动对其进行分配，下面就以输入映像表为例，讲解如何将图 2-121 中 3 号节点的数据分配到“1：I. Data［1］”中，4 号节点的数据分配到 1：I. Data［2］中。

选择图 2-121 中的 3 号节点，然后选择“Advanced”，出现如图 2-122 所示画面。

选择图 2-122 中所示的下拉菜单，由于此型号的模块仅支持一种数据传输形式，因此选择唯一的 COS。然后在“Dword”选项中，选择 1，其余不变，如图 2-123 所示。

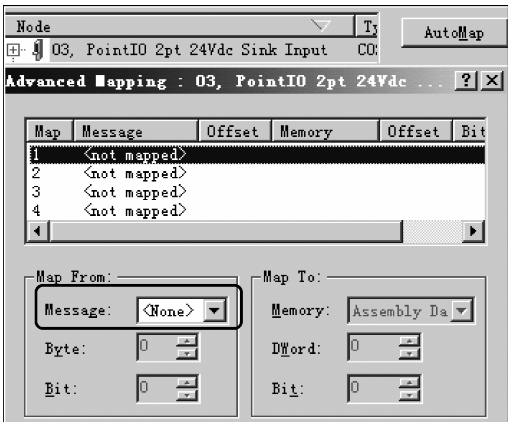


图 2-122　I/O 分配界面



图 2-123　I/O 分配界面

单击图 2-123 所示的“Apply Mapping”按钮，关闭对话框。再选择图 2-124 中的 4 号节点，然后选择“Advanced”，出现如图 2-124 所示画面。

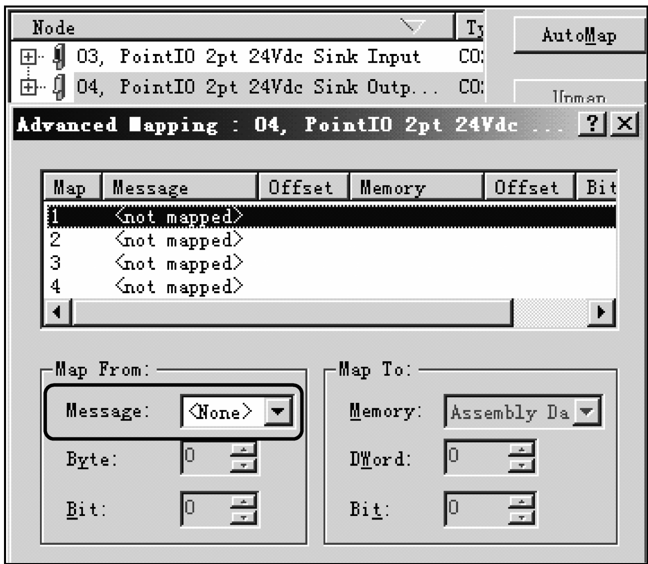


图 2-124　I/O 分配界面

选择图 2-124 中所示的下拉菜单，由于此型号的模块仅支持一种数据传输形式，因此选择唯一的 COS。然后在“Dword”选项中，选择 2，其余不变，如图 2-125 所示。



图 2-125　I/O 分配界面

单击图 2-125 所示的“Apply Mapping”按钮，关闭对话框。手动组态的映射表如图 2-126所示。

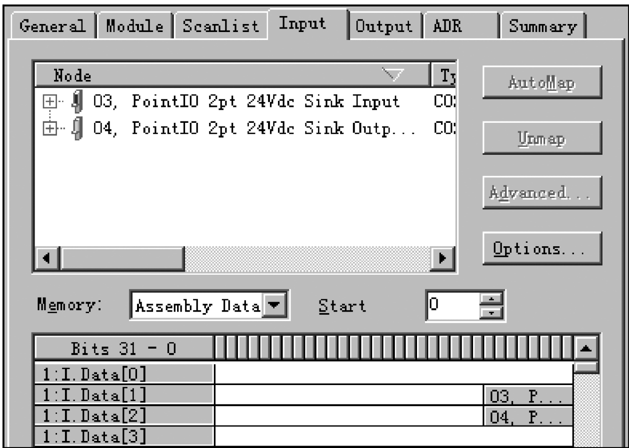


图 2-126　完成输入映射分配

输出映射的组态同输入映射相似，在此不再赘述。

2.9　下载工程

将以上您编写的组态信息下载到控制器中运行。

在将程序下载之前，需对程序段进行编译。点击工具栏中 或 图标，对程序段或整

个控制器项目进行校验，校验无误后下载工程。

下载前确认所使用的控制器钥匙处于 Remote 位置，且程序处于离线状态。单击菜单 “Communications” → “Who Active”，弹出如图 2-127 所示对话框。

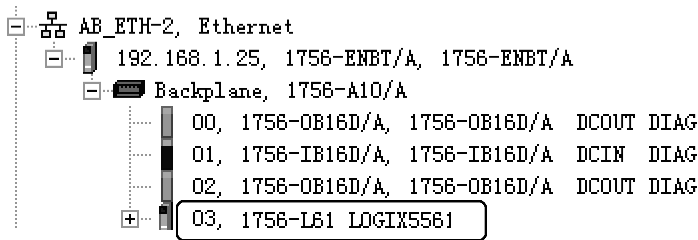


图 2-127　浏览控制器

选中控制器，然后单击 “Download” 按钮，将该程序下载到控制器中。如果控制器正处于 “Remote Run” 状态，将弹出如图 2-128 所示警告。

单击 “Download” 按钮，出现下载进程，如图 2-129 所示。

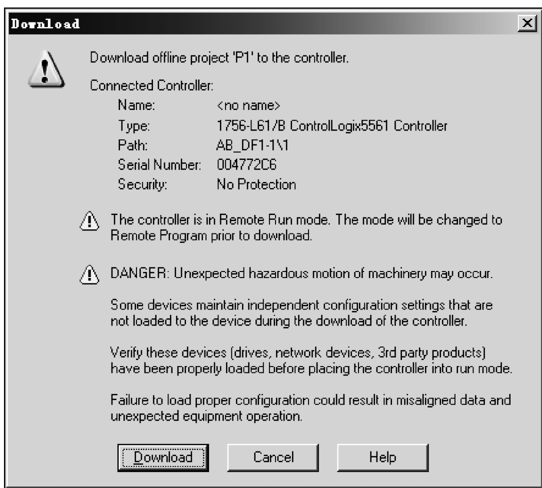


图 2-128　警告对话框



图 2-129　下载进程

2.10　ControlLogix 冗余系统

2.10.1　冗余系统概述

随着工业自动化的飞速发展，冗余系统愈来愈广泛地应用在工业生产中。在一些对系统可靠性要求很高的应用，如石化、造纸、冶金、核电站等行业中，必须保证工业生产系统在一定时期内系统不间断运行。如果控制系统出现故障，由此引起的停产和设备损坏将造成极大的经济损失。又如某些复杂的大型生产系统，如汽车装配生产线，只要系统中一个地方出问题，就会造成整个系统停产。因此仅仅通过提高控制系统的硬件及软件的可靠性来满足上

述行业对可靠性的要求是不可能的。因为可编程序控制器本身的可靠性的提高有一定的限度，并且可靠性的提高会使成本急剧增加。这就需要考虑使用冗余系统，这样在系统中一些关键模块或网络设计有一个或多个备份，当现在工作的部分出现问题时，系统可以通过特殊的软件或硬件自动切换到备份上，从而保证了系统不间断工作。

在冗余控制系统中，整个可编程序控制器控制系统（或系统中最重要的部分，如控制器模块）由两套配置完全相同的 PLC 主机，电源和冗余处理模块组成。是否使用备用的 I/O 系统取决于系统对可靠性的要求。两个控制器模块使用相同的用户程序并行工作，其中一块是主控制器，另一块是备用控制器，后者的输出是被禁止的。当主控制器出现故障时，马上投入备用控制器，这一切换过程是由所谓冗余处理单元（Redundant Processing Unit，RPU）控制的，I/O 系统的切换也是由 RPU 完成的。在系统正常运行时，由主控制器控制系统的工作，履行控制功能，进行 I/O 控制，并且更新备用控制系统的状态及数据，备用控制器的 I/O 映像表和寄存器通过 RPU 被主控制器同步的刷新，处于监视主机的运行状态；当接到主控制器的故障信息后，RPU 在 1 ~4 个扫描周期内将控制功能切换到备用控制器，此时控制功能立即转换到由备用控制器掌管。此过程要求切换时间一般不超过 PLC 的一个扫描周期，为了确保它们之间的顺利的切换，这两个控制器模块通过同步电缆通信，同步处理程序，数据寄存器、定时器、计时器和其它数据，保持实时的数据刷新。另一类系统没有冗余处理单元 RPU，两台控制器用通信接口联在一起，当系统出现故障时，由主控制器通知备用控制器，这一切换过程一般不是太快，只适用于实时性不高的系统。

ControlLogix 控制系统的控制器冗余系统如图 2-130 所示，它是由两个相同的框架构成。

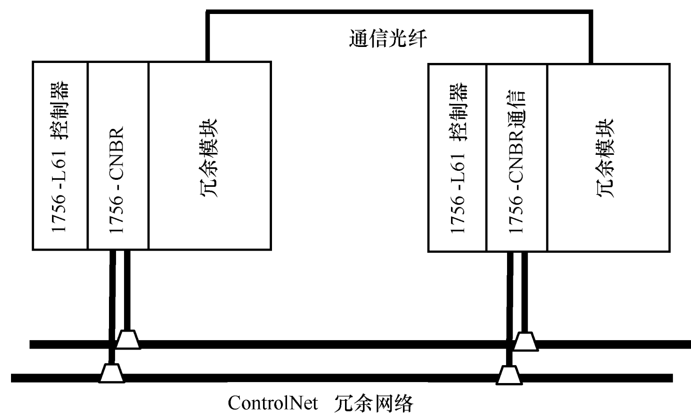


图 2-130　ControlLogix 冗余系统示意图

当主控制器出现故障时，信号同时经过通信光纤传给从控制器，从控制器立即启动接管工作，同时主控制器停止工作。这一系列看似很繁琐的动作，其实实现起来只需几十毫秒的时间，既省去了编程的麻烦，又大大减少了设备切换的时间，降低了系统故障的发生率，但是硬件冗余的成本相对软件冗余较高。软件冗余是指控制器与控制器之间的冗余需要通过软件编程来实现。软件冗余系统通过程序监视对等控制器，主控制器发生故障时，对等控制器检测到该信息，立即运行控制接管程序。这种控制系统只需要较少的硬件，也能实现冗余 CPU 的切换，但是它切换的时间相对较长，不利于工业生产过程，这大大影响它在工业控

制中的应用。

2.10.2　ControlLogix 冗余原理

本节仅以 Logix5561 控制器为例，从程序流程图的角度讲述冗余原理（其它控制器的冗余原理同 Logix5561 相同）。

Logix5561 控制器冗余的原理及程序流程：在 ControlLogix 系统正常工作时，只有一个 Logix5561 控制器模块可以拥有对整个控制系统输出模块的控制权，称之为主控制器，而几个控制器模块可以同时接收输入模块的数据，所以冗余的主要工作就是备份控制器，实时地监视主控制器的工作状态，如主控制器进入非正常工作状态时，备份控制器接过对系统输出模块的控制权。同时，主控制器取消对系统输出模块的控制权。这样就可以保证始终用正常工作的 CPU 保持对整个控制系统的控制。

当主控制器进入非正常工作状态时，整个系统的输出模块的控制权交给了冗余控制器，输出模块在切换中无论是模拟量还是开关量都必须保持不变。因此，冗余控制器在主控制器工作时，控制器内部储存的输出模块的值就必须实时地与主控制器中的相应的输出值保持一致，从而才能实现无扰切换。

2.10.3　冗余系统的作用

使用冗余系统，最主要的目的是提高控制系统的可靠性，它主要从以下几个方面提高了系统的可靠性：

1）防止 PLC 故障，使用冗余的 PLC。例如，发生故障时，罗克韦尔自动化公司的 ControlLogix 平台使控制信号从主 PLC 转移到冗余的 PLC。

2）防止 PLC 网络故障，安装冗余的 PLC 网络。例如：使用罗克韦尔自动化的 ControlNet 网络。

3）防止信息网络故障，安装一个冗余的 EtherNet 网络，配置备份的域控制器、网络电缆和网络适配卡（NIC）。

4）防止电源故障，使用冗余电源及适配卡可以防止电源故障。

5）防止软件故障，配置冗余的 RSView SE，Factory Talk 和 RSLinx 应用系统 Server。

2.10.4　ControlLogix 冗余系统分类

最常见的冗余类型有电源冗余、网络冗余和控制器的冗余以及 I/O 模块的冗余。其中 I/O冗余主要通过冗余扫描器将远程链路上的 I/O 分别组态给不同的控制器，这样当其中一个控制器故障时，另一个控制器可以立刻接管远程 I/O 的控制权，以防止远程 I/O 失控而导致误动作。SLC 的 BSN 冗余即为此类型的冗余；网络冗余比较简单，一般是采用冗余模块再加上双网络即可。在本节中主要介绍电源冗余系统和控制器冗余系统。

1. 电源冗余系统

冗余电源是当框架电源出现故障时维持框架供电的。电源冗余系统将使用下列硬件：

1）两种冗余供电电源，1756-PA75R 和 1756-PB75R 的任一组合。

2）1756-PSCA 框架适配器模块代替标准供电电源。

3）两根 1756-CPR 电缆将供电电源连接到 1756-PSCA 适配器。

4）如果需要，使用用户提供的报警器接线将电源连接至输入模块。

电源冗余系统配置如图 2-131 所示。

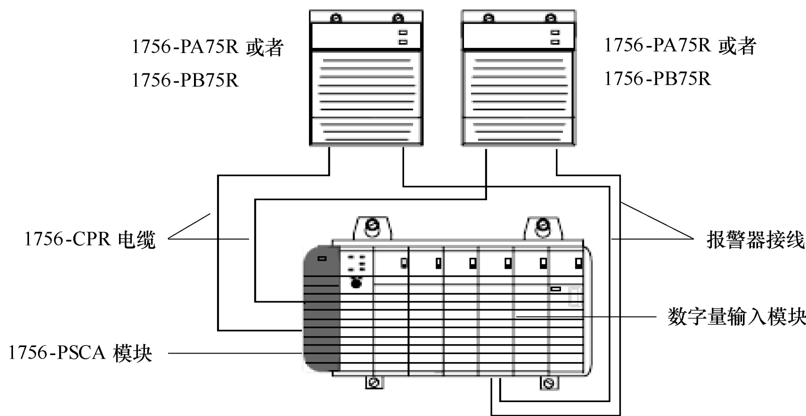


图 2-131　电源冗余系统示意图

冗余电源模块（1756-PA75R 或者 1756-PB75R）上有两个指示灯，用来指示冗余电源状态。这两个指示灯分别是电源（Power）指示灯和非冗余（non-redundancy）指示灯。它们的含义见表 2-12。

表 2-12　冗余电源指示灯含义

指示灯的状态	指示灯的含义	推荐采取的措施
电源灯一直绿色；非冗余指示灯熄灭	两个冗余电源都供电正常	无
电源灯一直绿色；非冗余指示灯为琥珀色（黄色）	该冗余电源供电正常，但是仅有这一个冗余电源给框架适配器模块（1756-PSCA）供电	检查另一个冗余电源
电源灯熄灭；非冗余指示灯一直显示琥珀色（黄色）	连接线路都正常接好，但是冗余电源仍是关闭状态	启动冗余电源，如果冗余电源未能启动，请按下面的方法进行操作 首先，移除输入电源，然后等待 15 秒重新连接输入电源，并启动冗余电源，如果冗余电源还未启动，则更换电源
电源灯熄灭；非冗余指示灯熄灭	母线电压过低，未到达指定范围	检查母线电压是否低于指定范围。如果指示灯仍然处于关闭状态，则重新上电
	连接线路都正常接好，但是冗余电源未供电	检查输入线路并且重新给电源上电
	输出电缆（1756-CPR）未连接	连接输出电缆并且重新给电源上电
	已经开始供电，但是有缺陷	更换冗余电源

2. 控制器冗余系统

图 2-132 所示为控制器冗余系统，控制器的冗余是使用两个相同槽位的框架、框架上

插入相同的模块，其中冗余模块是整个冗余系统正常工作的核心。在 ControlLogix 系统中，有两种冗余模块，分别是 1757-SRM 和 1756-RM。1756-RM 模块是 1757-SRM 模块的增强版。

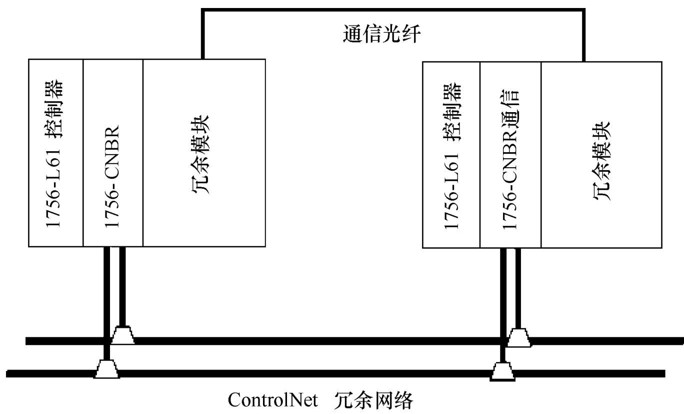


图 2-132　控制器冗余系统

由 1757-SRM 和 1756-RM 构成的冗余系统存在以下几点不同：

1）两个冗余模块所占槽数不同，1757-SRM 模块占两个槽位，而 1756-RM 模块占一个槽位，如图 2-133所示。

2）两种冗余系统所使用的模块不同。1756-RM 只能使用对应的增强型模块，只能使用 1756-L6x 系列处理器，不能使用 1756-L5555 系列处理器；通信模块只能 1756-CN2R 和 1756-EN2T，而不能使用标准型模块 1756-CNBR 和 1756-ENBT；也不能使用 1756-EWEB 模块。违反以上任何一点都会导致冗余系统无法正常工作。

3）1756-RM 模块允许在框架内使用两个处理器，而 1757-SRM 模块只能使用一个处理器。

4）1756-RM 模块与冗余系统内的模块必须相匹配，如表 2-13 所示。

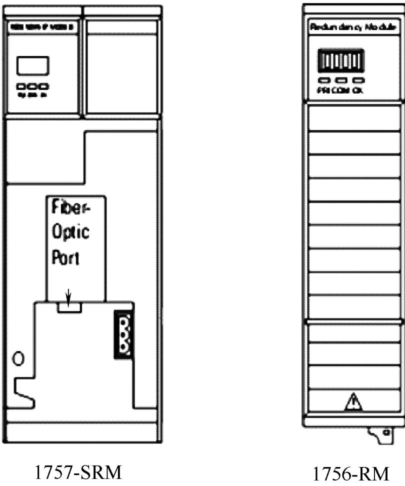


图 2-133　所占槽位比较

下面，将以 1757-SRM 模块为例介绍如何组态冗余系统。

表 2-13　1756-RM 硬件版本兼容表

模　　块	目 录 号	系　　列	硬 件 版 本
ControlLogix5561 控制器	1756-L61	任意	16. 54
ControlLogix5562 控制器	1756-L62	任意	16. 54
ControlLogix5563 控制器	1756-L63	任意	16. 54
ControlLogix5564 控制器	1756-L64	任意	16. 54
ControlLogix Ethernet/IP 网桥模块	1756-EN2T	任意	2. 003

（续）

模　　块	目　录　号	系　　列	硬件版本
ControlLogix 冗余模块	1756-RM	A	2.03
ControlLogix ControlNet 模块	1756-CN2 或 1756-CN2R	B	20.009

2.10.5　控制器冗余系统的组态过程

在 ControlLogix 控制器 ControlNet 上的硬件双机冗余系统中，首先上电的框架是主框架，将程序下载到主控制器中；打开从框架电源后，从控制器自动与主控制器同步，即做好一旦主框架发生故障，立即接替其控制权的准备。当从控制器与主控制器同步，主控制器中的内容自动通过 1757-SRM 模块交叉加载到从控制器中。

1. 控制器冗余系统的硬件设置

硬件设置是指物理模块的设置，具体的步骤如下：

1）做控制器冗余的两个框架必须是相同的。例如，主框架是 7 槽的框架，那么从框架也必须是 7 槽的框架。

2）框架上所插入的模块必须是相同的。尤其注意的是相同的模块的固件版本号必须是一致的。模块与模块之间的固件版本号必须是相互匹配的。

3）主从框架上所插模块的位置必须一致。

4）主从框架上的 1756-CNBR 模块的物理节点必须一致。即两个模块上的拨码开关设置必须一致。并且节点设置为系统节点号中的最大值。也亦是 SMAX 数据减 1。

5）如果需要做上位机冗余，则主从框架上的 ENBT 模块的 IP 地址必须一致。

6）将 1757-SRCX 光纤同步电缆连接 1757-SRM 模块上。

7）必须要注意：框架上不得有 I/O 模块。先给主框架上电，然后再给从框架上电。（注意：首先上电的框架是主框架）

至此，冗余系统硬件设置完毕。

2. 控制器冗余系统的软件设置

控制器冗余系统的软件设置步骤如下：

1）打开 RSLinx 软件，使用以太网驱动扫描主从框架，如图 2-134 所示。

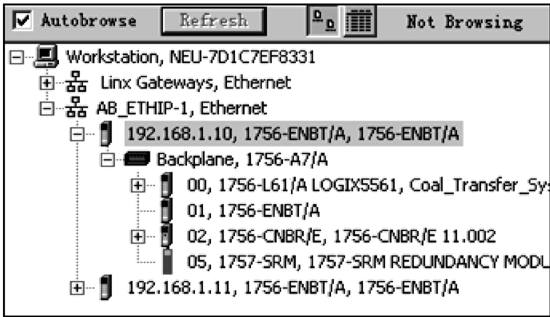


图 2-134　冗余系统扫描图

2）在 1757-SRM 模块上右键选择“Properties”，找到“Configuration”选项卡，在“Auto-Synchronization”处选择“Always”，如图 2-135 所示进行设置。

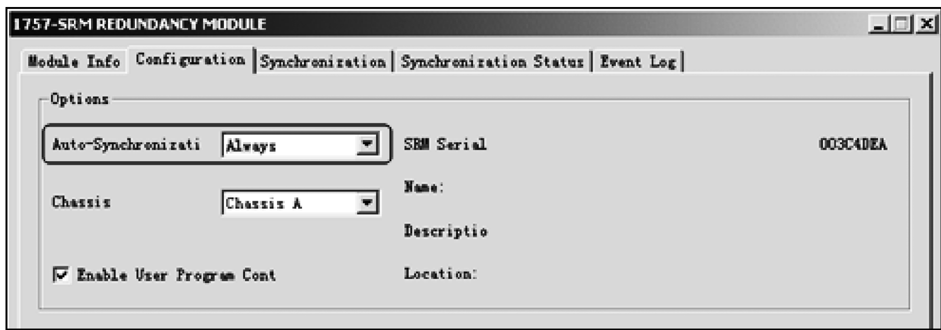


图 2-135　冗余模块设置图

3）打开 RSLogix5000 的程序。在控制器属性处选择“Redundancy”选项卡，选择“Redundancy Enabled”，如图 2-136 所示。

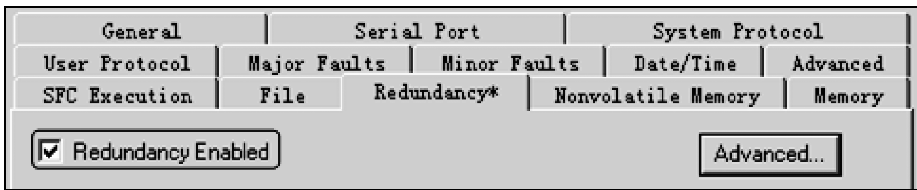


图 2-136　设置冗余使能选项

4）通常情况下，这样即可实现冗余了。由上可见 ControlLogix 的冗余系统是不需要编程的，只需要简单的设置即可。

5）下面设置在进行在线编辑时，如果主框架发生故障，这时切换到从框架后，程序仍旧执行原来的程序（这里设置为不选择，即保留缺省设置）。在上图中点击“Advanced”，弹出如图 2-137 对话框。

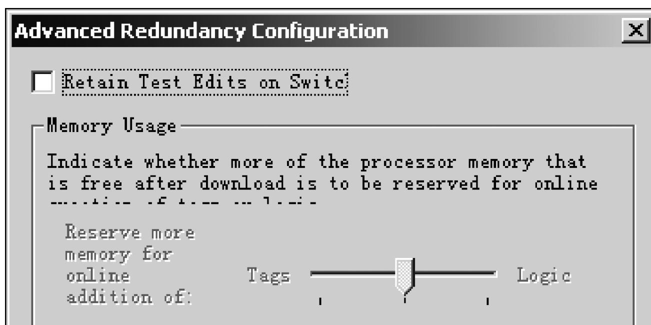


图 2-137　设置切换时保留编辑选项

6）冗余系统设置完毕后，模块上的 1756-CNBR 模块的指示灯会一直闪烁（按照表

2-14显示)，过一会儿后，从框架上的 1756-CNBR 模块的物理地址会自动加 1，然后均显示正常工作。

表 2-14 切换后 CNBR 状态信息

显示	PwNS→	PwDS→	PwQg→	PwQS→
含义	不带从控制器的主控制器	带有非正确状态从控制器的主控制器	带有正在检测状态是否正确的从控制器的主控制器	带有正确状态从控制器的主控制器

第 3 章

预处理控制系统

随着人们生活水平的提高和可持续发展战略的需要，污水处理越来越受到社会的重视。它既能够起到环境保护的作用，又可以进行处理水的回收与利用，从而节约水资源。为了提高污水处理的质量和效率，同时能节省大量的人力物力资源，设计一套先进实用的污水处理厂自动控制系统是十分必要的。

杭州市七格污水处理厂项目运用了工业计算机网络技术、中央控制计算机管理硬件软件技术、PLC 集散控制、现场总线、在线检测仪器仪表、防雷系统、图像监控、大屏幕显示等技术，选用了罗克韦尔自动化的 RSLogix5000 软件、RSLinx 通信软件，ControlLogix 系列平台，构建了大型污水处理厂的自动控制系统，下面以 LCS1 站点为例讲解自动控制系统配置方案。

3.1 LCS1 ControlLogix 系统硬件及网络架构描述

七格污水厂三期自控系统的整个框架可以分为两大部分，即现场 PLC 控制部分和中控室计算机监控及信息处理部分。PLC 部分的各个分站之间、PLC 与监控计算机之间采用光纤环网的形式并以 TCP/IP 协议联接，PLC 控制站与远程 I/O 以 ControlNet 联接。

本章主要讲解该厂 LCS1 现场控制站配制方案及其实现，LCS1 主站 PLC 配置如图 3-1 所示。

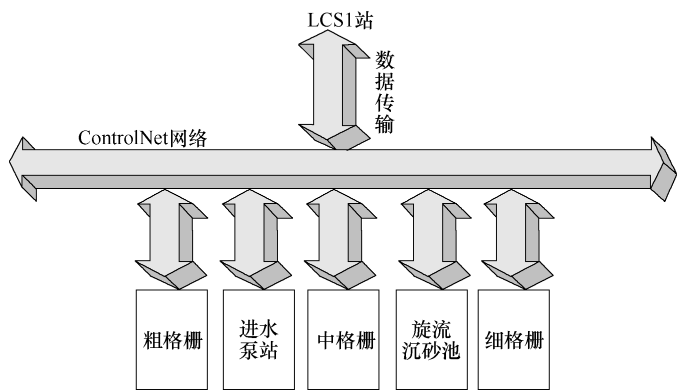


图 3-1　LCS1 主站 PLC 配置图

LCS1 控制站设在进水泵房变电站内，I/O 容量为 DI = 608、DO = 160、AI = 80、AO = 16，本控制站的覆盖区域为：粗格栅、进水泵站、中格栅、旋流沉砂池、细格栅。其中，包括 4 套粗格栅及其相关设备，10 台潜水泵，6 座沉砂池及其相关设备。

项目运用了工业计算机网络技术、中央控制计算机管理硬件软件技术、PLC 集散控制、现场总线、在线检测仪器仪表、防雷系统、图像监控、大屏幕显示等技术，选用罗克韦尔自动化的 RSLogix5000 软件、RSLinx 通信软件，ControlLogix 系列平台，构建大型污水处理厂的自动控制系统。

3.2　预处理系统

污水一级处理是用物理处理方法去除或降低污水中漂浮物和悬浮物的净化过程。一级处理采用的主要构筑物是格栅和沉淀池，一般称为初次沉淀池。如图 3-2 所示。处理过程是应用水力学原理，所以一级处理也称机械处理。

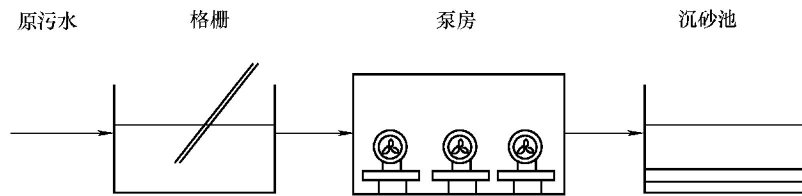


图 3-2　一级处理工艺图

由于污水中的一部分有机物存在于悬浮物中，因此经一级处理后，污水中的有机物也相应地有所降低，一般可去除 50% 左右的悬浮物和 25% 左右的 BOD_5，蛔虫卵及其它一些寄生虫卵也能部分地在沉淀过程中去除。沉淀的污泥在有条件时可经厌氧消化处理，除能利用其中的能源，灭活其中的寄生虫卵外，还可作为农田的优质肥料，改良土壤的结构。

20 世纪 50 年代前后，中国某些污水处理厂，多将污水经一级处理后即行排放。随着污水量的增加，受纳水体的自净能力逐渐耗竭，水环境污染日趋严重，乃至给水水源也遭受污染，所以随后新建和扩建的污水处理厂，基本上都采用二级处理。

3.2.1　预处理的主要构筑物

1. 格栅

格栅由一组平行的金属栅条或栅网制成，安装在污水渠道、泵房集水井的进口处或污水处理厂的端部，用以截留较大的悬浮物或漂浮物，如纤维、碎皮、毛发、木屑、果皮、蔬菜、塑料制品等，以便减轻后续处理构筑物的处理负荷，并使提升设备等正常运行。被截流的物质称为栅渣，栅渣的含水率约为 70% ~80%，密度约为 750kg/m^3。

按形状，格栅可分为平面格栅与曲面格栅两种，如图 3-3、图 3-4 所示。

格栅按栅条空隙大小，可分为粗格栅和细格栅两类。粗格栅一般设置在水泵房前，主要防止水泵叶轮堵塞；细格栅主要设置在沉砂池前，能去除相当多的悬浮物，为后续处理构筑物改善运行条件。

为保护工作环境和防止二次污染，在格栅间一般均设置栅渣输送设施和栅渣压榨脱水设

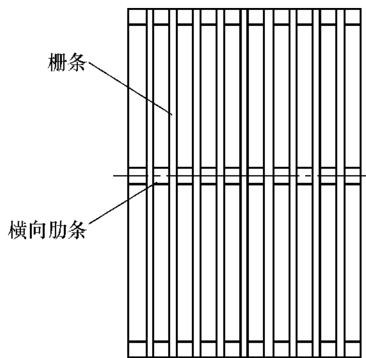


图 3-3　平面格栅图

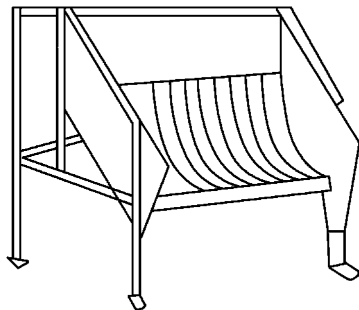


图 3-4　曲面格栅

施，及时将栅渣减小体积后，运往集中处置中心，进行相关处置。

常用格栅除污机有钢丝绳牵引格栅除污机、移动悬吊葫芦抓斗式格栅除污机、回转式固液分离机、链传动多刮板格栅除污机、背耙式格栅除污机和转鼓式格栅除污机。

格栅一般设置在单独的格栅间中，在占地面积紧张的情况下，也可附设在泵房内。

水流通过格栅时，水头损失较大。为减小水头损失，格栅的总宽度不应小于进水管渠宽度的 2 倍，或格栅空隙有效面积应大于进水管渠有效断面的 1. 2 倍。过栅的水流流速应控制在 0. 6 ~ 1m/s。

格栅栅条间有效空隙宽度应根据水泵进口口径、固体通过能力和栅渣截取量决定，一般按表 3-1 选用。细格栅栅条间有效空隙宽度一般小于 10mm。

表 3-1　格栅栅条间有效空隙宽度

水泵口径/mm	<200	250 ~ 450	500 ~ 900	1000 ~ 3500
栅条间隙/mm	15 ~ 20	30 ~ 40	40 ~ 80	80 ~ 100

格栅的安装角度为 60° ~ 90°，常用安装角度为 75°。

格栅平台布置应考虑设备安装空间，操作维修所需要通道及与后续配套设备的衔接。平台宽度不应小于 2500mm。临水侧必须设置防护栏杆。平台上方应设起吊设施，以备安装和检修设备时应用。

2. 污水提升泵站

废水泵站的工作特点是它所抽的水是不干净的，一般含有大量的杂质，而且水源的流量逐日逐时都在变化。排水泵站按其排水的性质一般可分为污水（生活污水、生产污水）泵站、雨水泵站、河流泵站和污泥泵站。按其在排水系统中的作用可分为中途泵站和终点泵站（又叫总泵站）。中途泵站通常是为了避免排水干管埋设太深而设置的。终点泵站用于将整个城镇的污水或工业企业的污水抽送到污水处理厂或将处理后的污水进行农田灌溉或直接排入水体。污水厂污水提升泵站的作用是将污水提升至后续处理单元所需要的高度，使其实现重力流。泵站一般由水泵、集水池和泵房组成。泵房一般按不同条件和采用水泵种类分干式泵房、湿式泵房，根据进水条件分自灌式泵房，非自灌式泵房等。而目前新建和在建的污水处理厂绝大部分采用潜污离心水泵，泵房结构简单，管理方便。

城市生活污水处理三大控制系统：提升泵房控制系统、鼓风房控制系统和脱水机房控制

系统。作为三大控制系统之一，提升泵房控制系统主要控制设备就是提升泵，提升泵负责将污水提升至水解池或初沉池中。

关于提升泵最基本的控制要求包括：避免提升泵启停频繁；尽量保持提升泵在高液位运行；避免单台泵长时间连续运行，或者长时间不运行（防止提升泵放置太久被污水中的杂物堵塞）。

提升泵房的自动控制方案有变频控制和工频控制。变频控制通常是根据液位计或者流量计采用恒液位或恒流量控制，用于提升泵台数大于两台的情况，工频控制则大多采用的是将液位分阶段，相应的阶段设定相应的启泵台数。

本书结合杭州市七格污水处理厂二期工程实际，提出另外一种工频控制方案，该控制方案采用液位变化趋势和时间联控，控制方式上借鉴了变频控制思想，可以改善以往分阶段控制的死区及不稳定性。

3. 沉砂池

沉砂池是在灌溉、发电、城乡供水与排水工程中，用以沉淀和清除水流中有害物质或多余物质的构筑物。废水中的“砂”是指与漂浮物相对应的固体物，沉降速率极快，其包括直径大于 0.2mm 的砂粒、煤渣、果核及其它颗粒较大的尚未腐败的有机物和无机物。除砂可减少以后工艺流程中机械部件、污泥泵的磨损，减少管道的阻塞，避免砂粒在曝气池和污泥消化池中的积累以致减少有效容积。

经沉砂池澄清后的水流需满足两个要求：不含超过要求粒径的泥沙，含沙量与沉砂池下游渠道的水流挟沙能力相适应，并满足用水部门对水质的要求。

常用的沉砂池有平流沉砂池、竖流沉砂池、曝气沉砂池等。沉砂池的管理较为简单，主要应按设计流量控制运行。平流式沉砂池中废水的水平流速一般为 0.15 ~ 0.3m/s，竖流式沉砂池的上升流速应控制在 0.02 ~ 0.1m/s，排砂后应及时将砂清运，以免影响环境。

（1）曝气沉砂池

平流沉砂池的主要缺点是沉砂中约夹杂有 15% 的有机物使沉砂的后续处理增加难度。故常需配洗砂机，排砂经清洗后，有机物含量低于 10%，称为清洁砂，再外运。曝气沉砂池可克服这一缺点。

1）预曝气。污水一级处理前，先对污水进行短时间的充氧搅拌。预曝气的作用：①改善污水的可处理性，促进油脂的分离，使有害气体预先去除和有利于去除砂粒。②使悬浮固体在并联的处理构筑物间均匀分配。③增加生化需氧量的总去除率。预曝气可在曝气沉砂池中进行，也可在沉淀池前专设预曝气池，还可在沉淀池前的配水渠道中进行。实践中多采用曝气沉砂池进行预曝气。如果在专设的预曝气池中进行时，其充氧搅拌时间一般为 10min ~ 45min，池深 3 ~ 6m，曝气量以每立方米污水的空气用量表示，为 0.75 ~ 3.0m^3/m^3。如果在配水渠道中进行预曝气，1m 长渠道的曝气量为 0.02 ~ 0.05m^3/min。

2）曝气沉砂池的构造与工作原理。曝气沉砂池呈矩形，池底一侧有 $i = 0.1 \sim 0.5$ 的坡度，坡向另一侧的集砂槽。曝气装置设在集砂槽侧，空气扩散板距池底 0.6 ~ 0.9m，使池内水流做旋转运动，无机颗粒之间的互相碰撞与摩擦机会增加，把表面附着的有机物磨去。此外，由于旋转产生的离心力，把相对较大的无极颗粒甩向外层并下沉，相对密度较小的有机物旋至水流的中心部位随水带走。可使沉砂池中的有机物含量低于 10%。集砂槽中的砂可采用机械刮砂、空气提升器或泵吸式排砂机排除。曝气沉砂池的剖面图如图 3-5 所示。

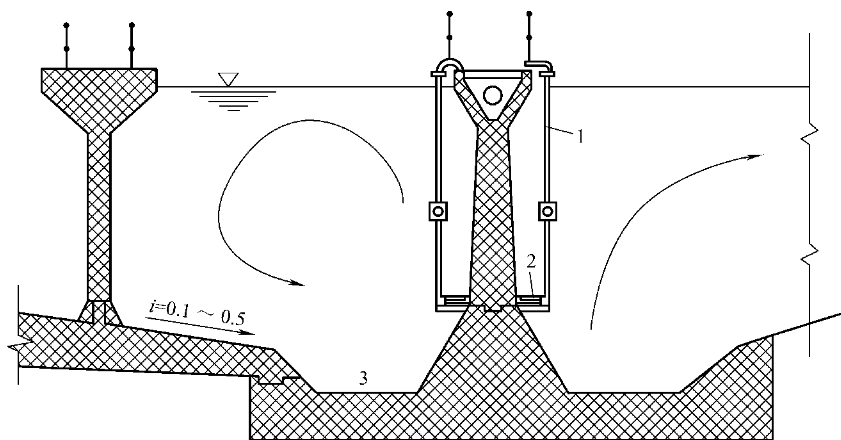


图 3-5　曝气沉砂池剖面图

1—压缩空气管；2—空气扩散板；3—集砂槽

3）曝气沉砂池的设计参数。

① 水平流速一般取 0. 1m/s。

② 旋转流速应保持在 0. 25 ~ 0. 4m/s（曝气管设在池的一侧）。

③ 污水停留时间为 4 ~ 6min，当雨天最大流量时不小于 1min。如作为预曝气，时间可取 20min 左右。

④ 池的有效水深为 2 ~ 3m，池宽与池深比为 1 ~ 1. 5，池的长宽比可达 5，大于 5 时，应考虑设置横向挡板。

⑤ 曝气装置多采用穿孔管曝气机，孔径为 2. 5 ~ 6. 0mm，距池底约为 0. 6 ~ 0. 9m，并应有调节阀门。

⑥ 所需曝气量为 0. 1 ~ 0. 2m^3/m^3污水或 3 ~ 5$m^3/(m^2 \cdot h)$。

曝气沉砂池由于向污水中曝气，将使污水中的溶解氧增加。这对后续的一般生物处理是有利的。但在某些特殊生物处理工艺如 A/O、A/A/O 工艺中，前级生物处理要求为厌氧或缺氧状态，此时采用曝气沉砂池将产生不利影响。多尔沉砂池、钟式沉砂池和水力旋流沉砂池不仅具有去除沉砂表面附着有机物的功能，而且无需曝气，不会增加污水的溶解氧。

（2）旋流沉砂池

1）工作原理。旋流式沉砂池采用强制涡流原理达到砂粒沉降的目的。原水进入平直的进水渠后成直线流动，将进水的紊动减至最低，进水渠的末端为一个斜面，沿池底部周边切线方向进入池中，使之产生附壁效应，从而使原已沉降在渠底的砂粒沿着斜坡流向平底而被捕集。

另外，在进水渠的末端有一个入水导流板，其位置可以使进入沉砂池的水流和沉砂池内的原有水流在该导流板的斜表面上交汇，并将水流下折，使之沿沉砂池周边流动。在沉砂池中心处装有一轴向螺旋桨，用来保证池内所有水流的适当转动。螺旋桨、入水导流板和进水水流结合在一起，就会产生环流流态（水流沿沉砂池周边流动，与此同时，沿平底转向中心，经叶轮向上，到顶部，再折回到池壁，向下到池底。这是一种螺旋环流流态）。在环流流态的作用下，离心力的作用使得砂粒最大限度地与平底碰撞，并被水流捕集，而砂粒一旦

在平底上被捕集到，就会借环流流态所产生的底部速度被推向中央，落入砂斗。

平面池底是保证环流流态达到最大除砂效率的因素，因为坡形底面将会减少环流流态的强度，降低砂粒的捕集效率，增加水流所捕集和储存的砂粒中有机物的含量。当砂粒沿平底被推向沉砂池中心时，旋转叶轮将加速水流流动，使得较轻的有机物被提起并返回至沉砂池的出水中去。然后砂粒移向池心，通过螺旋桨驱动轴和钢盖板之间的环形孔口落入底部集砂斗。砂粒从螺旋桨下面通过时，螺旋桨产生的向上水流，将把夹在砂粒之间的有机物带出，完成这一分离过程的砂粒才可以落入集砂斗中。当集砂斗中所储存的砂粒足够多时，砂粒被池顶安装的真空启动泵抽出，并送至脱水装置。一般每隔 4h 从集砂斗自动排砂一次。旋流沉砂池平面图如图 3-6 所示。

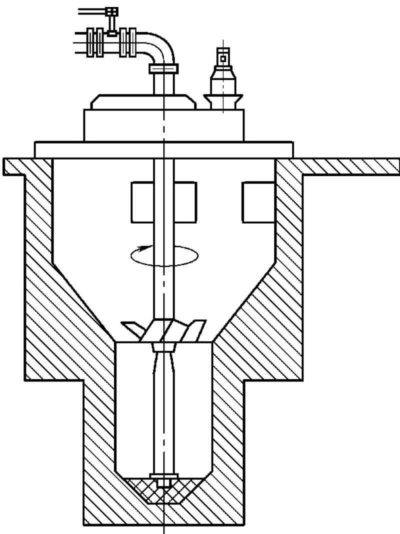


图 3-6　旋流沉砂池

2）旋流除砂工艺与曝气除砂工艺的比较。根据污水协会的测试结果，不同粒径沙粒的除砂效率比较见表 3-2：

表 3-2　除砂效率比较

沙粒直径/mm	0.35	0.25	0.20	0.15	0.10
旋流沉砂池除砂效率（%）	95	92	90	85	75
曝气沉砂池除砂效率（%）	92	80	75	42	0

按照沙粒粒径大小比较旋流除砂系统和曝气除砂池的除砂效率，旋流除砂系统在各种粒径下的除砂效率均远大于曝气沉砂池，不仅仅是对粒径相对较易去除的大颗粒作用显著，而且对于细小沙粒的去除效率也远高于曝气沉砂池。

3.2.2　预处理控制系统

1. 格栅控制

（1）控制思想

粗格栅系统有四套粗格栅及两套螺旋输送机和两套螺旋压榨机，分为两组，每组各设一套就地控制箱。每套粗格栅前后均设有电动渠道闸门。电动渠道闸门可“就地”控制，上位系统仅采集其状态信号，不采集远程控制。粗格栅、螺旋输送机和螺旋压榨机均可“就地”控制，也可以通过 PLC“远程单动”控制或“远程联动”控制。

正常的除污操作根据时间间隔及持续时间的定时方式来控制，粗格栅的时间间隔及持续时间的设定可在中控室及 1#PLC 现场控制站的操作面板上进行。时间间隔从 0～480min（可调节），持续时间从 0～180min（可调节），最初将时间间隔设置为 60min，持续时间设置为 1min。格栅控制流程图如图 3-7 所示，其中 L_1 是格栅前液位，L_2 是格栅后液位，$L = L_1 - L_2$ 是格栅液位差，$L_{设}$是设定高液位，T_1 是格栅起停时间间隔，T_2 是格栅持续时间。

另外，粗格栅的前后设置液位差计提供液位测量数据，根据液位差监测粗格栅的工作情况、是否堵塞。如果液位差超过控制器设定的数值，则粗格栅开始连续工作，直到液位差低于预先设定的数值一段时间（且停车值应低于启动值），如果液位差一直大于启动设定值，触发“持续高液位”警报，并且粗格栅连续工作。粗格栅预先设定的高液位差值也可在中控室及 1#PLC 现场控制站的操作面板上进行设定。预先设定的液位差采用 0. 3m。

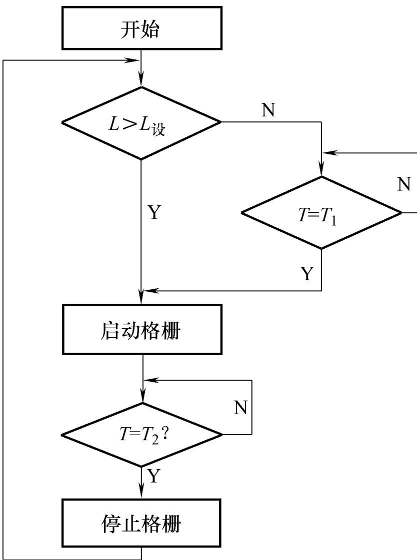


图 3-7　格栅控制流程图

螺旋输送机、螺旋压榨机应与粗格栅联动，螺旋输送机和螺旋压榨机启动为有任意一台粗格栅运行时就自动运行，全部粗格栅都停止运行时，延时一定时间停止螺旋输送机运行，螺旋输送机停止后再延时一定时间停止螺旋压榨机运行，延时时间约为 3min。

中格栅的控制原则与粗格栅相同，螺旋输送机的运行与中格栅联动，即同时开，延时关，延时时间为 1min（0 ~ 60min）由现场控制箱调节。预先设定的液位差采用 0. 2m。

细格栅的控制原则与粗格栅相同。油脂泵运行为时间控制，间隔时长由格栅现场控制箱设定。细格栅组的冲洗泵与细格栅联动，任何一台格栅运行须起动冲洗泵，当格栅运行数量小于 4 台时，起动一台冲洗泵，格栅运行数量大于四台时，起动两台冲洗水泵。对应冲洗管路的电磁阀根据运行格栅联动。预先设定的液位差采用 0. 3m。高压冲洗泵的运行根据工艺运行情况现场手动控制。

（2）格栅 AOI 内部逻辑

由于中格栅、细格栅的控制与粗格栅类似，所以本书只以粗格栅控制为例，对格栅控制进行讲解。对于“CS_CONTROL”这种 AOI 而言，它的输入参数包括格栅高液位、格栅低液位、停止、自动模式、复位等；输出参数包括泵的 P_OREL 位、运行超时等。内部逻辑如图 3-8 所示。

CS_CONTROL 内部逻辑流程图如图 3-9 所示。

2. 污水提升泵房控制

（1）控制思想

杭州市七格污水处理厂的提升泵房，进水泵机组有 10 台潜水泵（其中，8 台为直接起动，有 2 台配置变频装置）。进水集水井的水位通过超声波液位计测量。10 台潜水泵分为两组，两组潜水泵的起停控制根据集水井两仓的水位，每组潜水泵的起停依据于本仓超声波液位计测量的水位；潜污提升泵均可“就地”控制，也可以通过 PLC“远程单动”控制或“远程联动”控制。

当水位超过一个设定的高位值，并且在设定的时间间隔内水位保持在设定的高位值以上时，将增加一台水泵投入运行，如图 3-10 所示。控制系统应监视泵的起动和停止过程，如泵故障应报警并选择代替的泵。

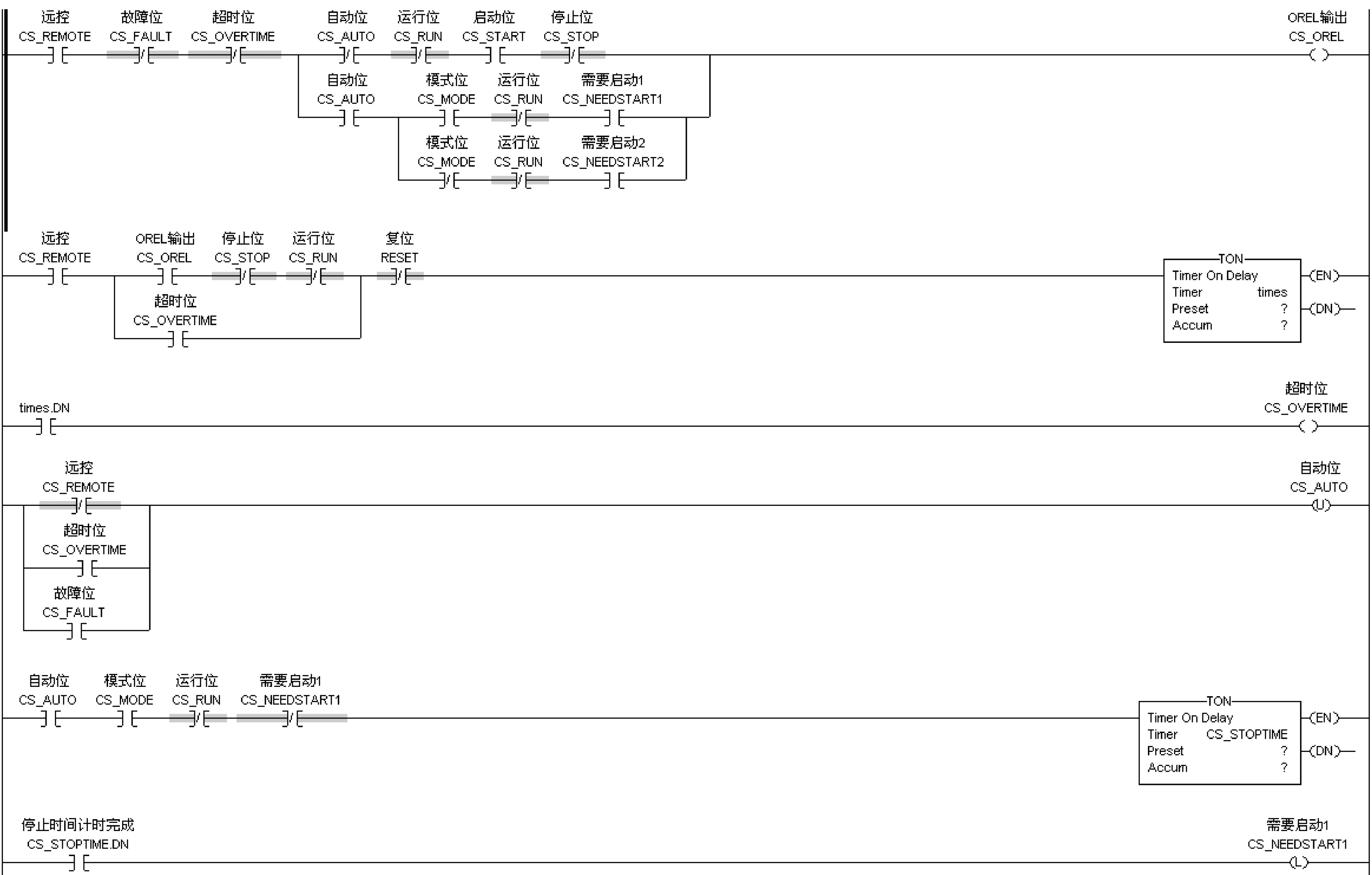
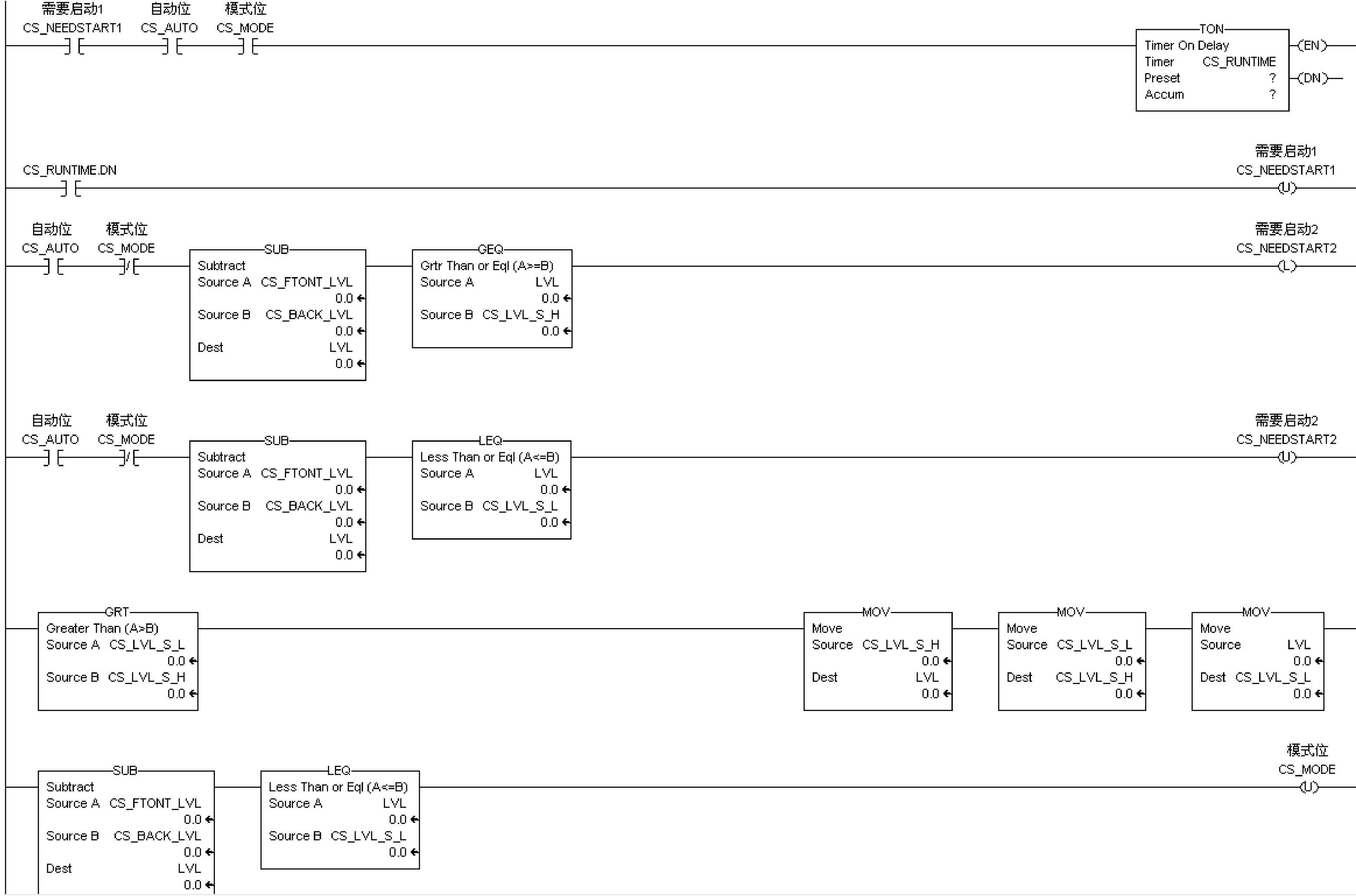


图 3-8 CS_CONTROL


需要启动1
CS_NEEDSTART1
自动位
CS_AUTO
模式位
CS_MODE
TON
Timer On Delay
Timer CS_RUNTIME
Preset ?
Accum ?
EN
DN
CS_RUNTIME.DN
需要启动1
CS_NEEDSTART1
U
自动位
CS_AUTO
模式位
CS_MODE
SUB
Subtract
Source A CS_FTONT_LVL
0.0
Source B CS_BACK_LVL
0.0
Dest LVL
0.0
GEQ
Grtr Than or Eql (A>=B)
Source A LVL
0.0
Source B CS_LVL_S_H
0.0
需要启动2
CS_NEEDSTART2
L
自动位
CS_AUTO
模式位
CS_MODE
SUB
Subtract
Source A CS_FTONT_LVL
0.0
Source B CS_BACK_LVL
0.0
Dest LVL
0.0
LEQ
Less Than or Eql (A<=B)
Source A LVL
0.0
Source B CS_LVL_S_L
0.0
需要启动2
CS_NEEDSTART2
U
GRT
Greater Than (A>B)
Source A CS_LVL_S_L
0.0
Source B CS_LVL_S_H
0.0
MOV
Move
Source CS_LVL_S_H
0.0
Dest LVL
0.0
MOV
Move
Source CS_LVL_S_L
0.0
Dest CS_LVL_S_H
0.0
MOV
Move
Source LVL
0.0
Dest CS_LVL_S_L
0.0
SUB
Subtract
Source A CS_FTONT_LVL
0.0
Source B CS_BACK_LVL
0.0
Dest LVL
0.0
LEQ
Less Than or Eql (A<=B)
Source A LVL
0.0
Source B CS_LVL_S_L
0.0
模式位
CS_MODE
U

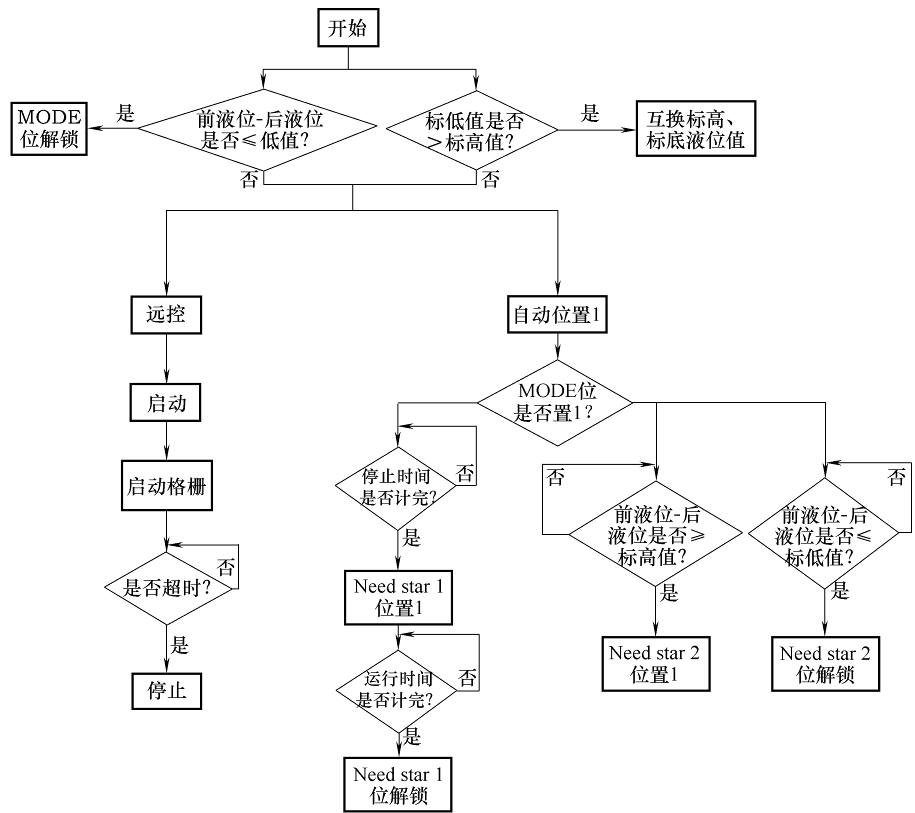


图 3-9　CS_CONTROL 内部逻辑流程图

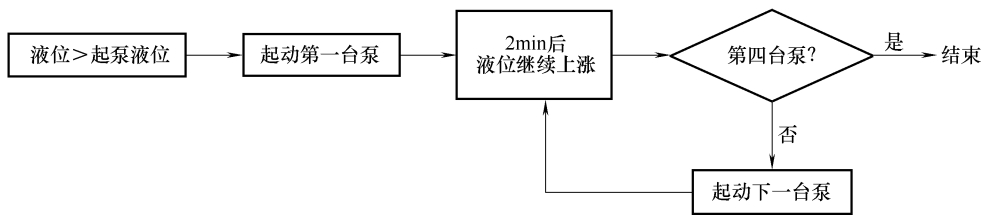


图 3-10　泵的起动示意图

进水泵机组的停止控制是逐台减少泵机的运行数量。当集水井水位低于设定的低位值，并且在设定的时间间隔内水位维持在设定的低位值以下时，将减少一台水泵运行，如图3-11所示。

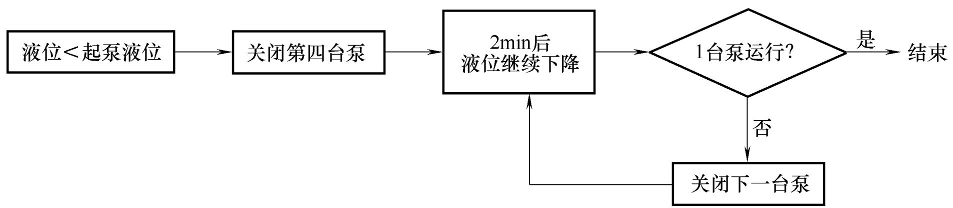


图 3-11　泵的停止示意图

如果水位上升速率超过设定值时，在设定的高水位达到之前，将增加一台水泵投入运行。如果水位下降速率超过设定值时，在设定的低水位达到之前，将减少一台水泵投入运

行。进水泵房水泵起动、停止水位控制见表 3-3。

起停泵组控制如图 3-12、图 3-13 所示，其中，P5、P10 为变频泵，P1～P4、P6～P9 为工频泵，P4、P9 备用。

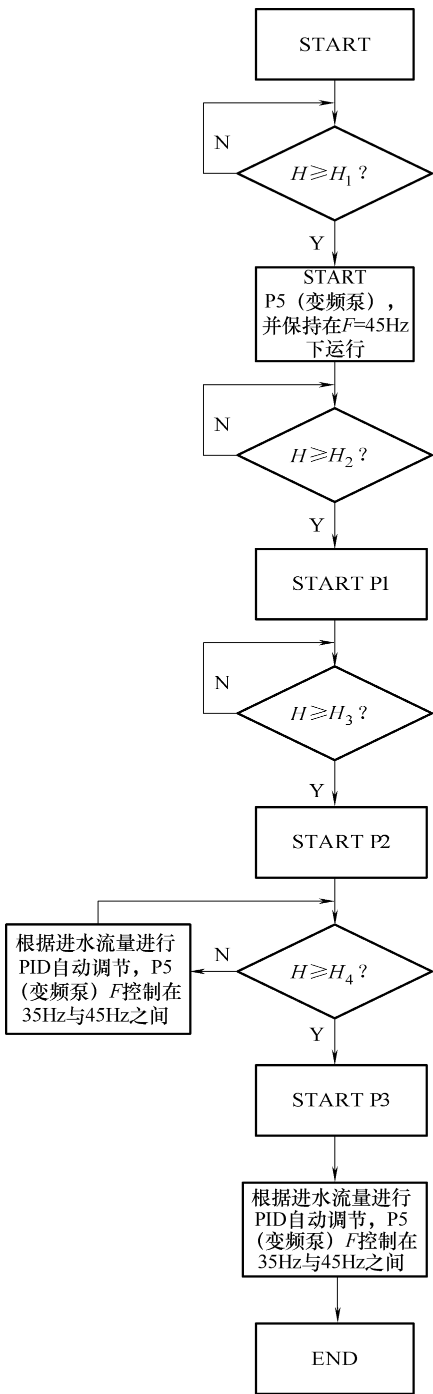


图 3-12　起动泵控制逻辑图

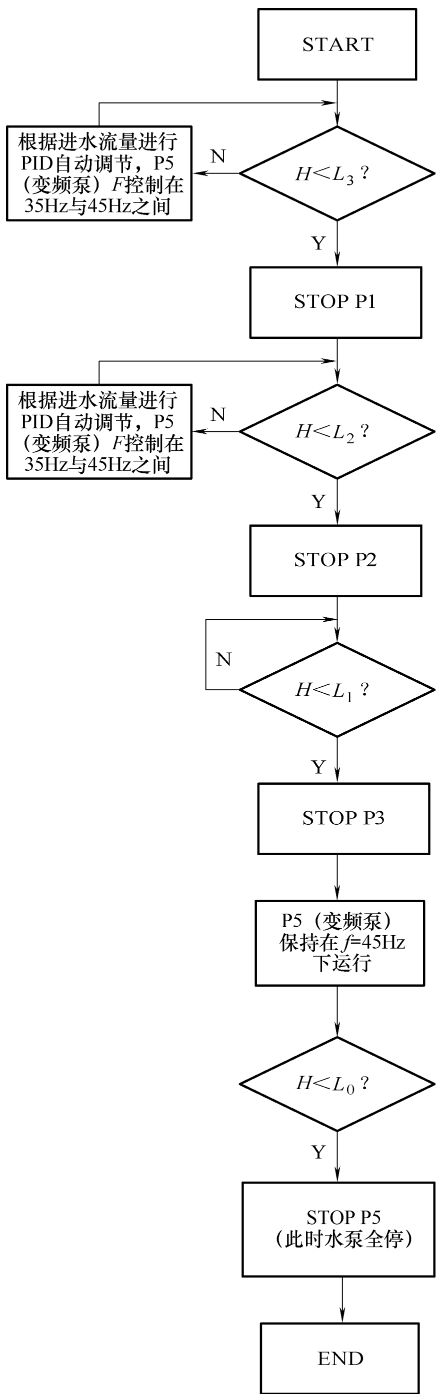


图 3-13　停泵控制逻辑图

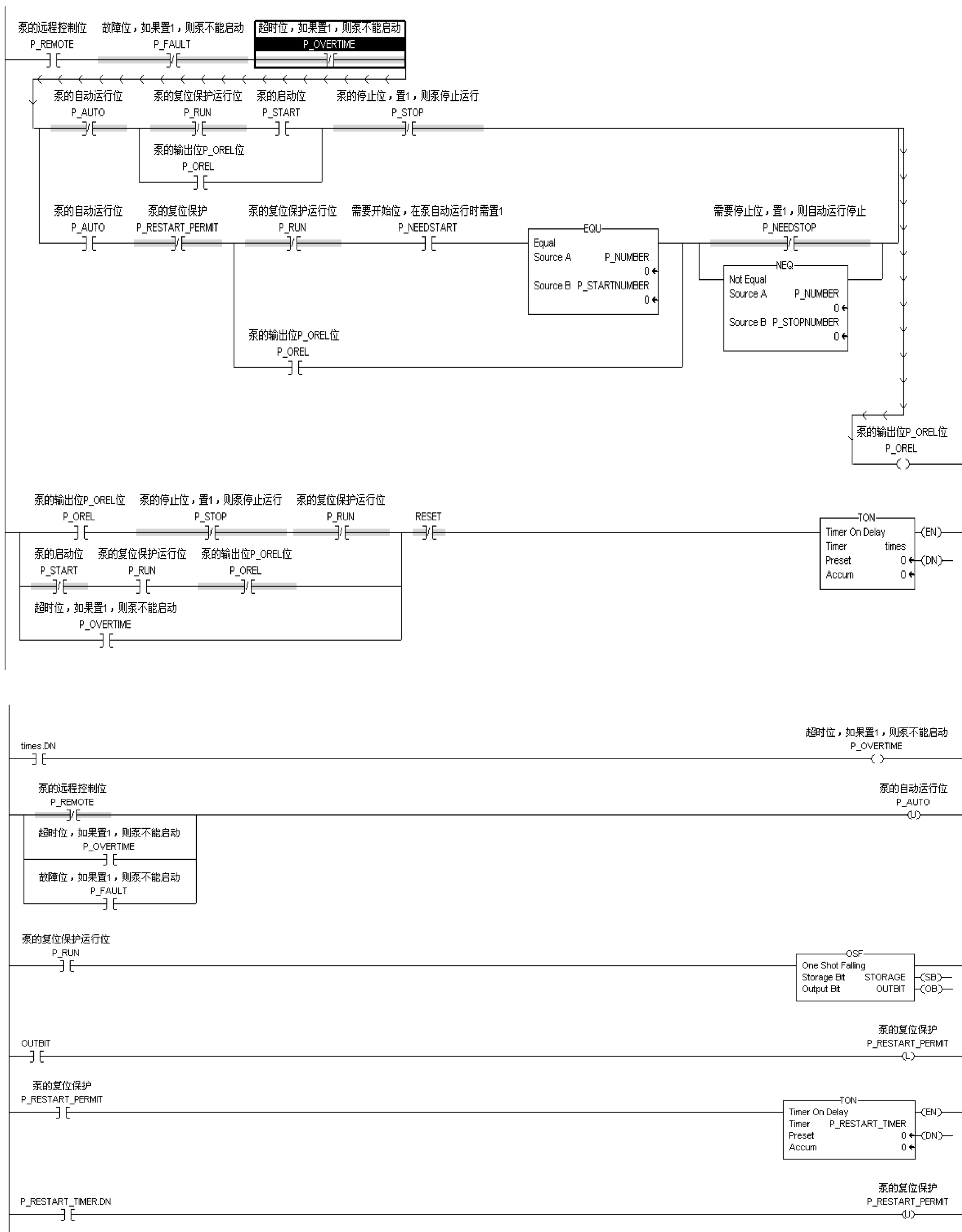


图 3-14 PUMP_CONTROL 内部逻辑

表 3-3　泵的起动/停止数量与对应的水位

泵开启台数 泵关闭台数	4 台泵全关	1 台泵开启 3 台泵关闭	2 台泵开启 2 台泵关闭	3 台泵开启 1 台泵关闭	4 台泵全开
开泵水位 停泵水位	L_0	H_1 L_1	H_2 L_2	H_3 L_3	H_4

控制程序按每台水泵累计运行时间值优先循环起动可供使用的泵，每次总是起动累计运行时间最短的一台水泵，而每次总是停止累计运行时间最长的一台水泵。每台泵的起动次数和总的运行小时数进行累积并排出维修计划，使泵组的每台泵运转时间大致均衡，合理安排设备的大修。

控制程序使每一台泵每小时起动次数少于 6 次，且不论何种情况，不得同时起动 2 台及 2 台以上水泵。所有状态在上位监控系统可观察并记录，发生故障时在中控室有报警提示，提醒操作人员现场检查。

（2）泵 AOI 内部逻辑

对于“PUMP_CONTROL”这种 AOI 而言，它的输入参数包括泵的起动、起动数量、停止、自动模式、复位等；输出参数包括泵的 P_OREL 位、运行超时等。内部逻辑如图 3-14 所示。

3. 沉砂池控制

（1）控制思想

旋流沉砂池为六座，每座旋流沉砂池各设一台搅拌机、砂水分离机、排砂泵及排砂电动阀。在各旋流沉砂池进出口均设有电动渠道闸门。电动渠道闸门可“就地”控制，上位系统仅采集其状态信号，不采集远程控制。

旋流沉砂池的搅拌机、排砂电动阀、排砂泵、砂水分离机均可“就地手动”控制，也可以“远程联动”控制。系统联动时，旋流搅拌机自动起动并连续运行；排砂电动阀及排砂泵根据时间间隔及持续时间的定时来控制。

螺旋砂水分离机的运行与提砂泵联动，即同时开，延时关，延时时间为 1min。

持续时间和间隔时间均可由中控室及 1#PLC 现场控制站的操作面板进行设置。间隔时间能从 0～24h，持续时间能从 0～180min 进行设定。最初将间隔时间设置为 120min，持续时间设置为 20min。

（2）内部逻辑

内部逻辑如图 3-15 所示。

3.2.3　AOI 指令在预处理系统中的应用

AOI 功能是 16 版本的 RSLogix5000 软件的新增功能。该功能能够实现用户自定义指令，并且自定义指令的接口以及功能等。用户可以通过 AOI 功能封装一系列常用的指令以及程序，以满足自己特定的需要。AOI 功能可以允许重复使用代码，提供友好的接口界面以及提供加密保护以便于简化维护。

杭州七格污水厂中，在格栅控制、泵的控制、泵的启停控制等多处用到了 AOI 指令，本书仅以泵的控制来介绍 AOI 指令的具体使用步骤。

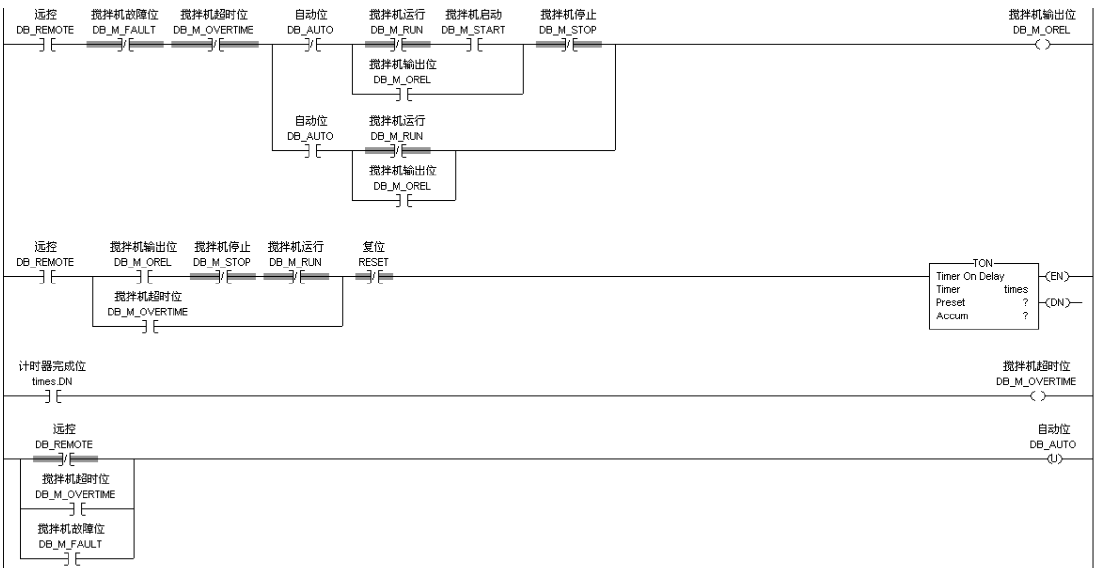


图 3-15　内部逻辑

1. 创建 AOI 指令的具体步骤

（1）创建 AOI 指令

在 RSLogix5000 工程目录的“Add-On Instruction”文件夹处单击右键，选择“New Add-On Instruction”，开始创建 AOI 指令，如图 3-16 所示。

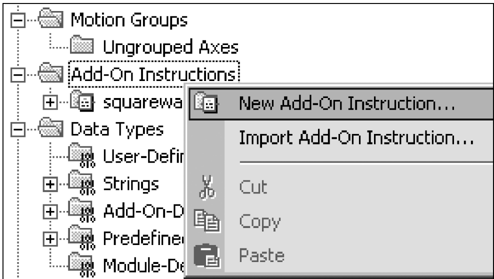


图 3-16　创建 AOI 指令

在弹出的对话框中输入该 AOI 的名称，编程语言，描述信息及供货商信息等，如图 3-17所示。

在这里将该 AOI 指令命名为“PUMP_RUNTIME”，使用的语言是梯形图，供货商为“NEU_RALAB”。

（2）定义 AOI 指令的输入输出参数

在本节中定义指令的输入输出参数，对于“PUMP_RUNTIME”这种 AOI 而言，它的输入参数包括泵的起动、起动数量、停止、自动模式、复位等；输出参数包括泵的 P_OREL 位、运行超时等。在新生成的“PUMP_RUNTIME”指令下单击右键，选择“Properties”，如图 3-18 所示。

选择“Parameters”选项卡，按照图 3-19 输入下列参数。

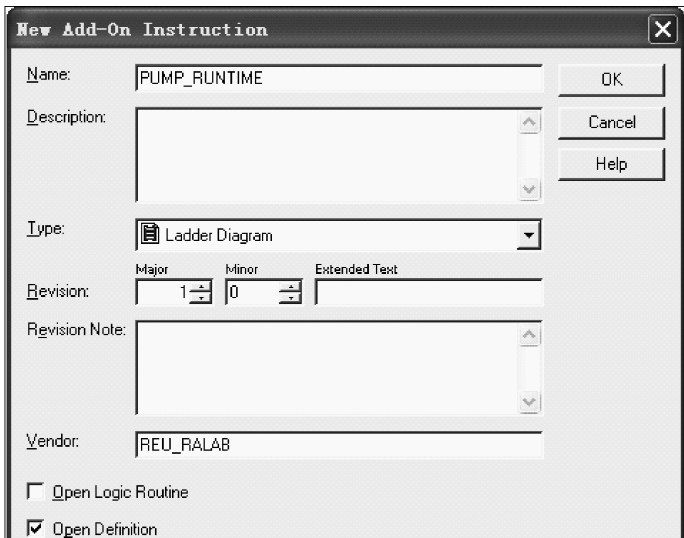


图 3-17　输入 AOI 指令名称及版本

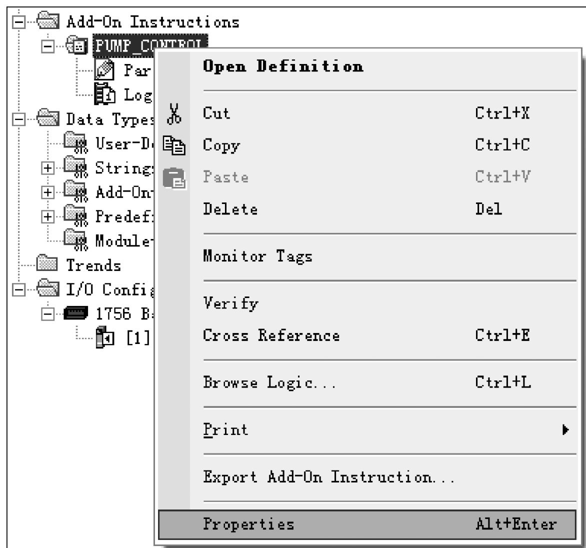


图 3-18　打开 AOI 指令的属性窗口

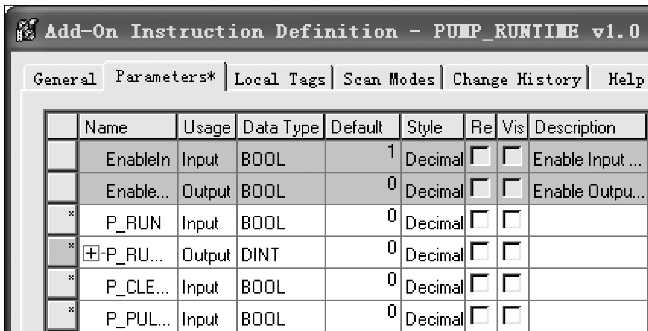


图 3-19　打开 AOI 指令的输入输出选项卡

需要注意的是，这些参数有两个选择需要进行设置，Req 和 Vis 参数。它们的含义如下：Req 是指在进行指令调用时需要在该参数处创建标签；Vis 是指在进行指令调用时不需要创建标签，但是只作为显示。具体的设置如图 3-20 所示。

Add-On Instruction Definition - PUMP_RUNTIME v1.0

General | Parameters | Local Tags | Scan Modes | Change History | Help

Name	Usage	Data Type	Default	Style	Re	Vis	Description
EnableIn	Input	BOOL	1	Decimal	☐	☐	Enable Input ...
Enable...	Output	BOOL	0	Decimal	☐	☐	Enable Outpu...
P_RUN	Input	BOOL	0	Decimal	☑	☑	
⊞-P_RU...	Output	DINT	0	Decimal	☑	☑	
P_CLE...	Input	BOOL	0	Decimal	☑	☑	
P_PUL...	Input	BOOL	0	Decimal	☑	☑	

图 3-20　AOI 指令参数的 Vis 和 Req 设置

（3）定义 AOI 指令的本地标签

定义完输入输出参数后，还需要定义指令的中间变量存储标签，即 Local Tags。由于本 AOI 指令没有本地标签，所以在此不需要定义。

（4）编辑 AOI 指令的功能

定义完毕指令所用的参数后，即开始编辑该指令的功能，这里可以使用 RSLogix5000 所支持的编程语言。实现该指令功能梯形图逻辑如图 3-21。



图 3-21　AOI 指令的功能梯形图逻辑

（5）在例程中调用 AOI 指令

在程序中调用 AOI 时，选择指令选项卡的 Add-On 选项卡，这时会出现新创建的指令，将光标放于指令之上，会出现指令的详细信息，如图 3-22 所示。

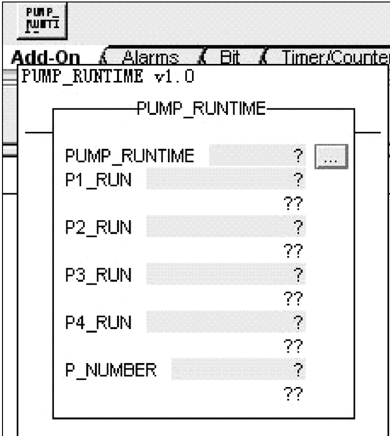


图 3-22　调用新创建的 AOI 指令

单击该指令，然后拖曳至梯级上即可使用。或者直接双击梯级左侧，在 In ASCII Text 处直接输出 PUMP_RUNTIME 即可，如图 3-23 所示。

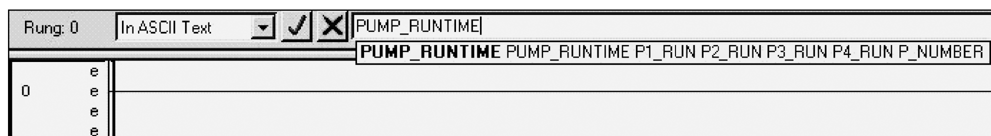


图 3-23　文本方式输入 AOI 指令

2. AOI 指令的其它功能

（1）导入、导出 AOI 指令

在需要导出的指令处单击右键，选择“Export Add-On Instruction”，如图 3-24 所示。

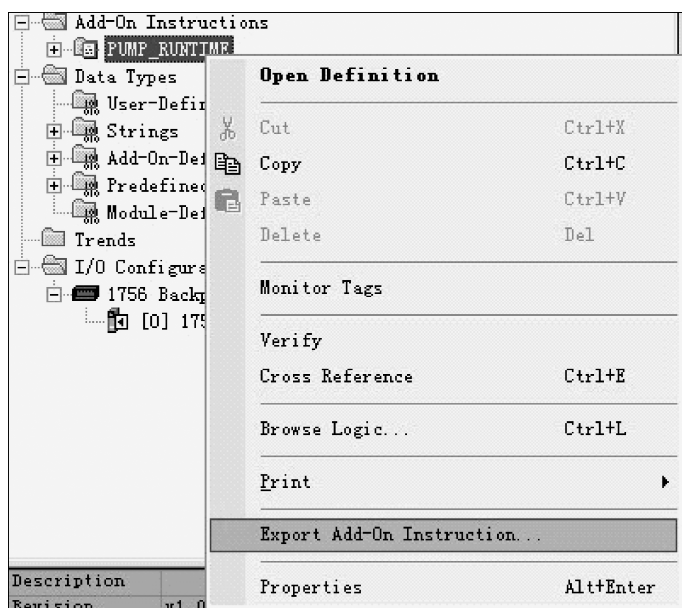


图 3-24　选择导出 AOI 指令

选择导出的路径，然后选择“Export”，导入的过程与之相反。限于篇幅，这里不再赘述。

（2）加密 AOI 指令

在 RSLogix5000 的 Tools 菜单下选择“Security”选项，再选择“Configure Source Protection”，如图 3-25 所示。



图 3-25　加密 AOI 指令

选中要进行加密的 AOI，如图 3-26 所示。

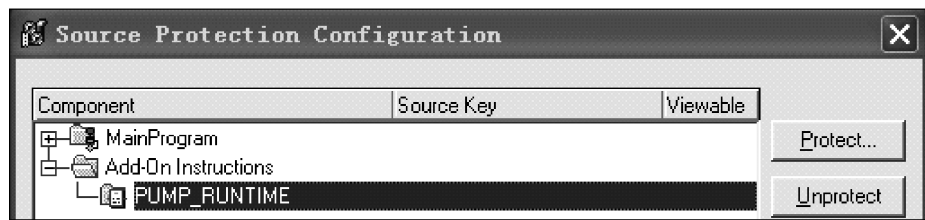


图 3-26　选中待加密的 AOI 指令

单击“Protect”按钮，弹出下面的对话框，输入加密码，如图 3-27 所示。

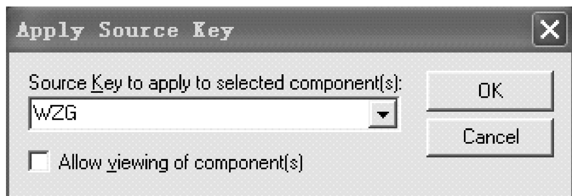


图 3-27　输入 AOI 指令的密码

输入加密码完毕的界面如图 3-28 所示，可以看到该指令已被加密。

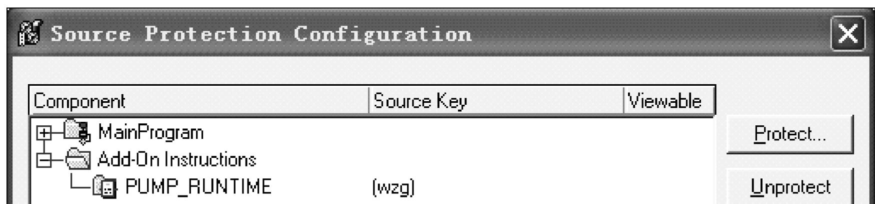


图 3-28　已加密的 AOI 指令

3. AOI 指令的使用示例

通过上面的章节对 AOI 指令的相关学习，此处继续以杭州七格污水处理厂为例，通过一段比较完整的程序来诠释 ControlLogix 5000 中 AOI 指令的优点。

（1）背景介绍

污水提升泵房内有十台泵，P1 ~ P10。平均分成两组，其中 P5，P6 为变频泵；P1 ~ P4、P7 ~ P10 为工频泵。在程序内通过对几个 AOI 指令的调用来完成。泵的开启与停止，如表 3-4所示。

表 3-4　程序中用到的 AOI 指令

序　号	AOI 指令	数　量	注　释
0	PUMP_RUNTIME	10	泵的运行时间
1	WIP_PUMP_RUNNUMBER	2	泵的运行数量

（续）

序　　号	AOI 指令	数　　量	注　　释
2	SET_LVL_PROTECTED	2	设置泵的保护液位
3	WIP_START_NO	2	泵的开启数量
4	WIP_STOP_NO	2	泵的关闭数量
5	PUMP_NEEDSTART	2	泵的需要开启
6	PUMP_NEEDSTOP	2	泵的需要关闭
7	WIP_FREQUENCY_CONVRTER_SET	2	变频泵的设置
8	WIP_CONTROL	10	泵的控制

（2）具体程序

具体程序如图 3-29 ~ 图 3-35 所示。

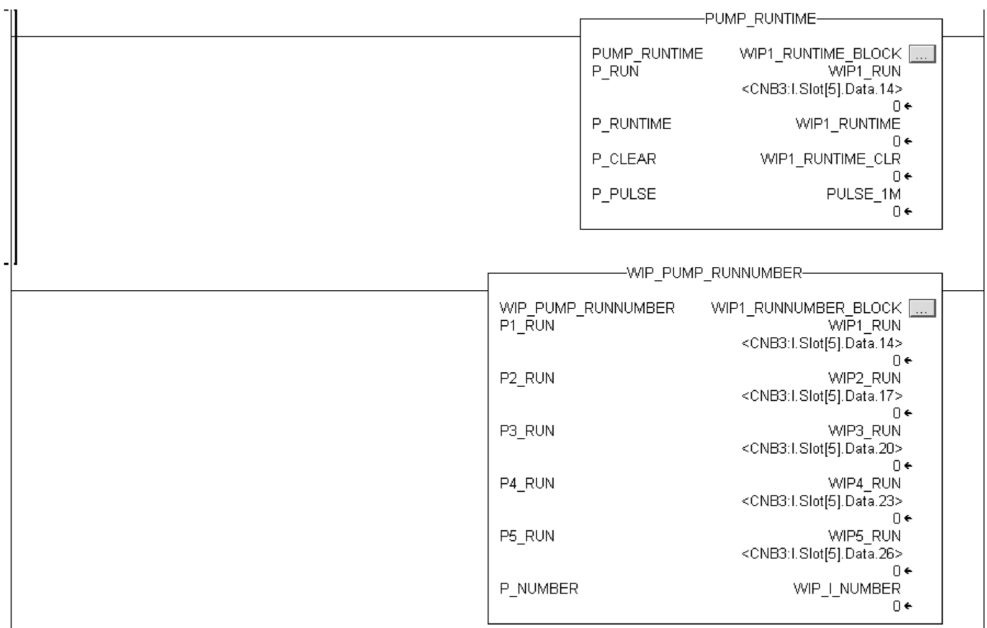


图 3-29　调用 PUMP_RUNTIME 和 WIP_PUMP_RUNNUMBER

说明，这两个 AOI 指令分别是泵的运行时间和运行数量。其中，在原程序中泵的运行时间有 10 个同样的 AOI 指令，分别表示 WIP1 ~ WIP10 十个泵分别的运行时间；在原程序中泵的运行数量有两个同样的 AOI 指令，用来表示两个组内泵的运行数量。

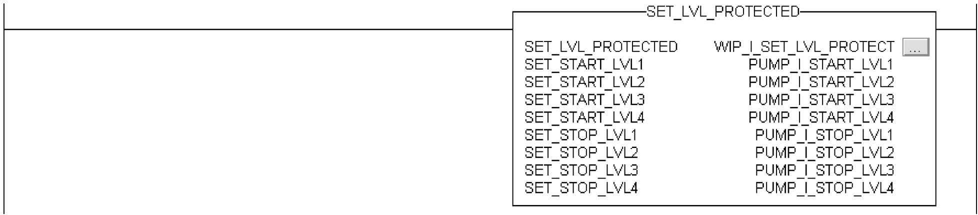


图 3-30　调用 SET_LVL_PROTECTED

说明，这个 AOI 指令是泵的液位保护。在原程序中有 2 个，图中的 AOI 指令包括了“PUMP_1”组 4 个工频泵的启动液位和停止液位。

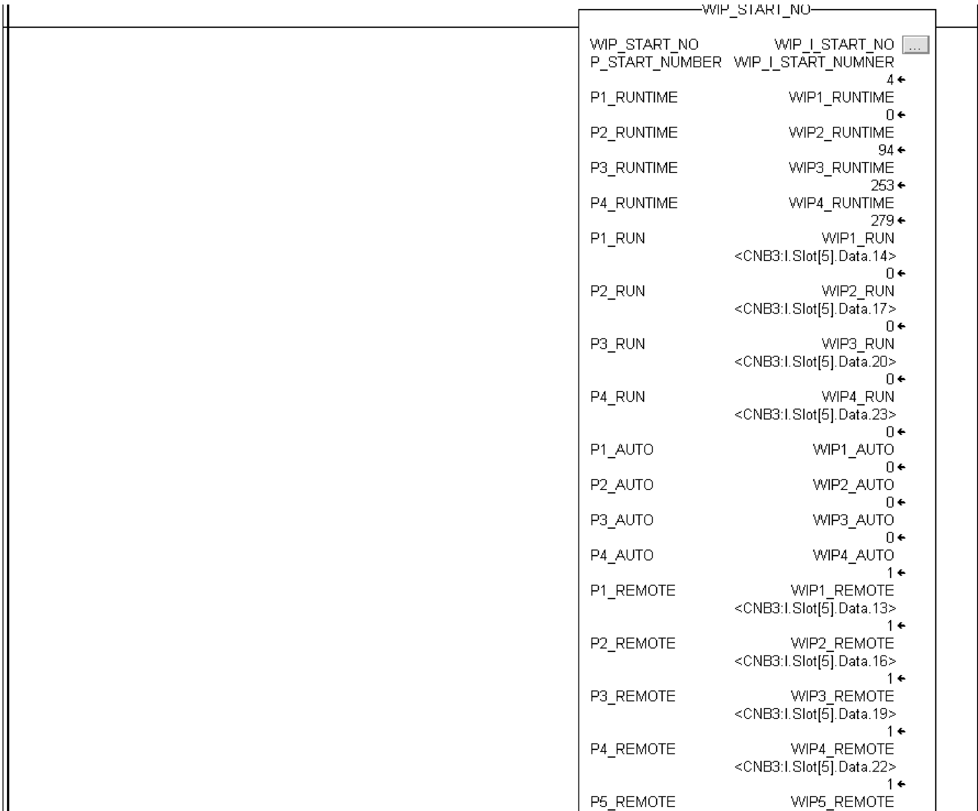


图 3-31　调用 WIP_START_NO

说明，这个 AOI 指令是泵的启动数量，由于该指令参数较多，篇幅有限只截取了指令的一部分。在原程序中有 2 个同样的指令，图中表示其中一组，它通过对泵的运行时间等参数的设定来确定当前实际应开启泵的数量。

WIP_STOP_NO
WIP_STOP_NO　WIP_I_STOP_NO
P_STOP_NUMBER　WIP_I_STOP_NUMNER
4
P1_RUN　WIP1_RUN
<CNB3:I.Slot[5].Data.14>
0
P1_RUNTIME　WIP1_RUNTIME
0
P2_RUNTIME　WIP2_RUNTIME
94
P2_RUN　WIP2_RUN
<CNB3:I.Slot[5].Data.17>
0
P3_RUN　WIP3_RUN
<CNB3:I.Slot[5].Data.20>
0
P3_RUNTIME　WIP3_RUNTIME
253
P4_RUN　WIP4_RUN
<CNB3:I.Slot[5].Data.23>
0
P4_RUNTIME　WIP4_RUNTIME
279
P1_AUTO　WIP1_AUTO
0
P2_AUTO　WIP2_AUTO
0
P3_AUTO　WIP3_AUTO
0
P4_AUTO　WIP4_AUTO
1
P1_REMOTE　WIP1_REMOTE
<CNB3:I.Slot[5].Data.13>
1
P2_REMOTE　WIP2_REMOTE
<CNB3:I.Slot[5].Data.16>
1
P3_REMOTE　WIP3_REMOTE
<CNB3:I.Slot[5].Data.19>
1
P4_REMOTE　WIP4_REMOTE
<CNB3:I.Slot[5].Data.22>
1
P5_REMOTE　WIP5_REMOTE

图 3-32　调用 WIP_STOP_NO

说明，这个 AOI 指令是泵的停止数量，由于该指令参数较多，篇幅有限只截取了指令的一部分。在原程序中有 2 个同样的指令，图中表示其中一组，它通过对泵的运行时间等参数的设定来确定当前实际应关闭泵的数量。

PUMP_NEEDSTART
PUMP_NEEDSTART　WIP_I_NEEDSTART_BLOCK
SET_START_LVL1　PUMP_I_START_LVL1
1.3
SET_START_LVL2　PUMP_I_START_LVL2
2.3
SET_START_LVL3　PUMP_I_START_LVL3
3.5
SET_START_LVL4　PUMP_I_START_LVL4
4.5
IN_LVL　WIP1_LVL
<CNB4:5:I.Ch9Data>
1.2029747
NEEDSTART　WIP_I_NEEDSTART
0
P_NUMBER　WIP_I_NUMBER
0

PUMP_NEEDSTOP
PUMP_NEEDSTOP　WIP_I_NEEDSTOP_BLOCK
SET_STOP_LVL1　PUMP_I_STOP_LVL1
-0.5
SET_STOP_LVL2　PUMP_I_STOP_LVL2
1.8
SET_STOP_LVL3　PUMP_I_STOP_LVL3
3.0
SET_STOP_LVL4　PUMP_I_STOP_LVL4
4.0
IN_LVL　WIP1_LVL
<CNB4:5:I.Ch9Data>
1.2029747
P_NUMBER　WIP_I_NUMBER
0
NEEDSTOP　WIP_I_NEEDSTOP
0

图 3-33　调用 PUMP_NEEDSTART 和 PUMP_NEEDSTOP

说明，这 2 个 AOI 指令分别是泵的需要起动和泵的需要停止。在原程序中分别有 2 个同样的指令，图中表示其中一组，它们通过 4 个工频泵的起动液位、停止液位和当前液位来确定需要起动或停止的泵的数量。

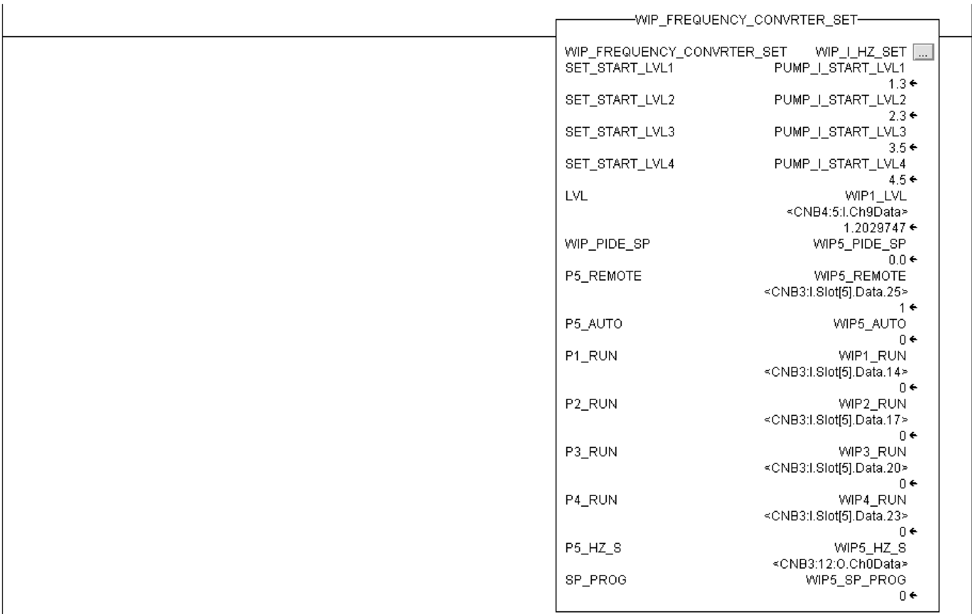


图 3-34　调用 WIP_FREQUERCY_CONVRTER_SET

说明：这个 AOI 指令是变频泵的设置。在原程序中有两个同样的指令，图中表示其中一组中的变频泵的设置。

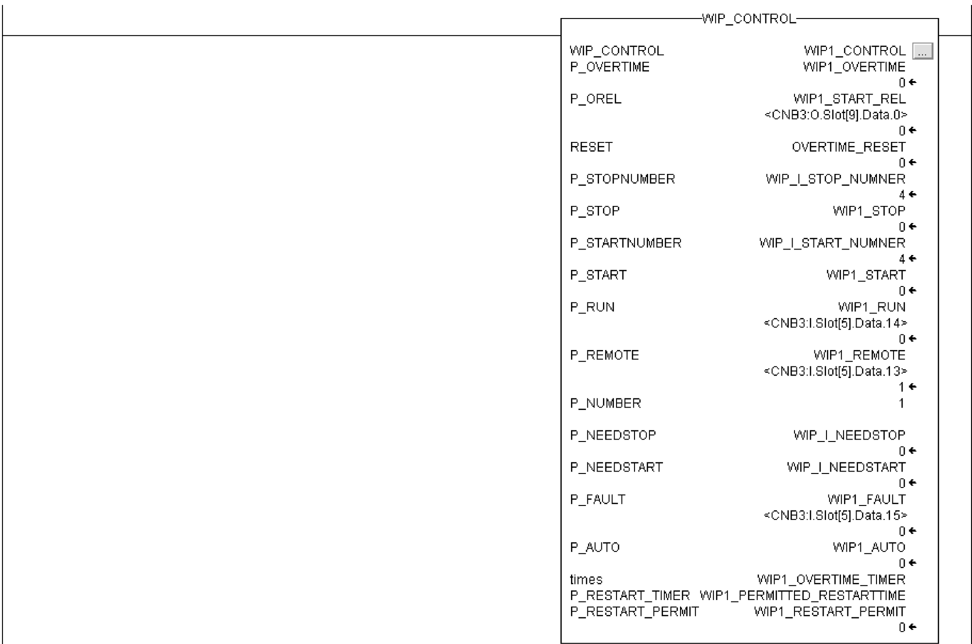


图 3-35　调用 WIP_CONTROL

说明，这个 AOI 指令是泵的控制。在原程序中有 10 个同样的 AOI 指令，通过设置泵的开启数量和关闭数量等参数，来控制 WIP1 ~ WIP10 这 10 个泵的运行。

其中每个 AOI 指令与 3.1.3 一节中所讲的 PUMP_RUNTIME 指令一样，都具有自己的内部逻辑结构。本程序通过对不同的 AOI 指令的调用，使整个程序简单易读，并通过 AOI 指令的定制，来满足杭州七格污水处理厂在泵的运行与停止上特定的需要。

图 3-36、图 3-37 所示为本程序的流程图，其中 $H_1 \sim H_8$ 是开泵水位，$L_1 \sim L_8$ 是停泵水位：

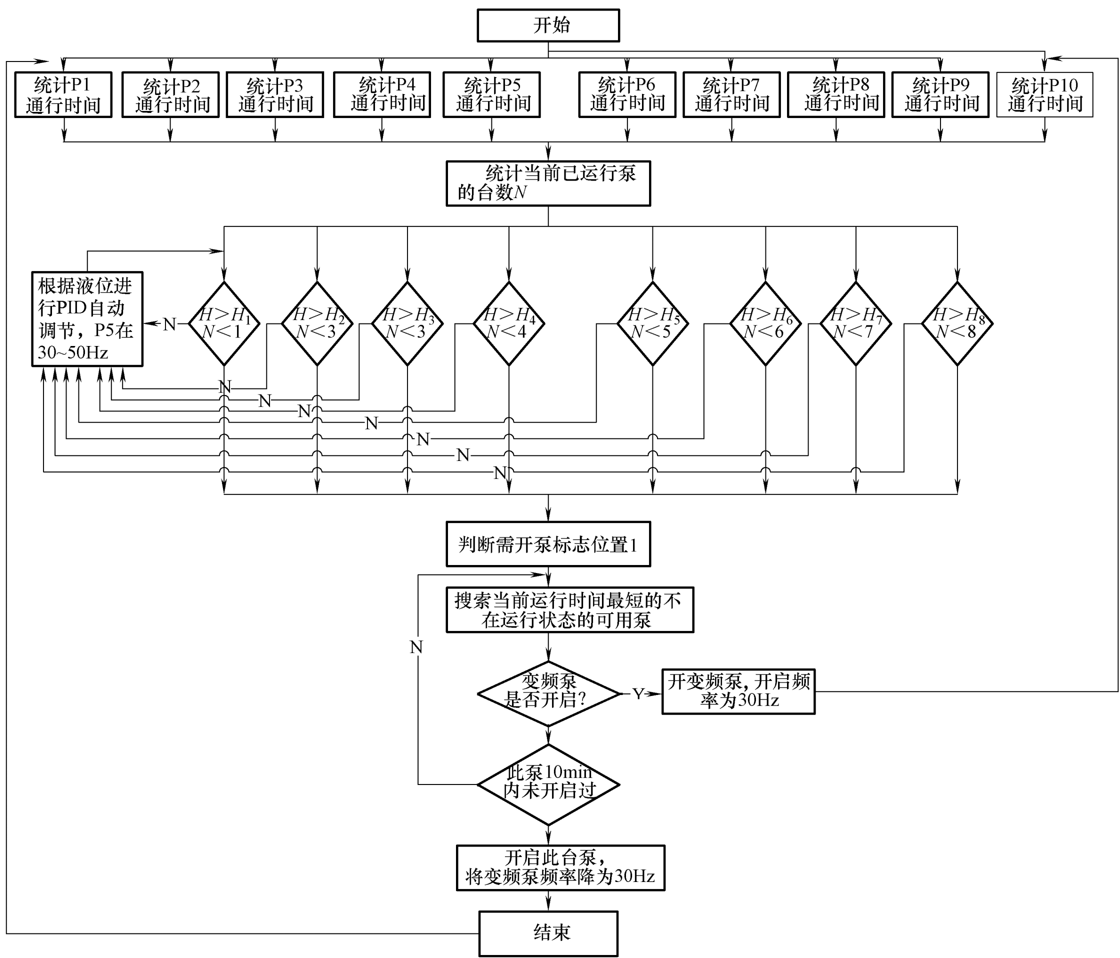


图 3-36　泵的开启流程图

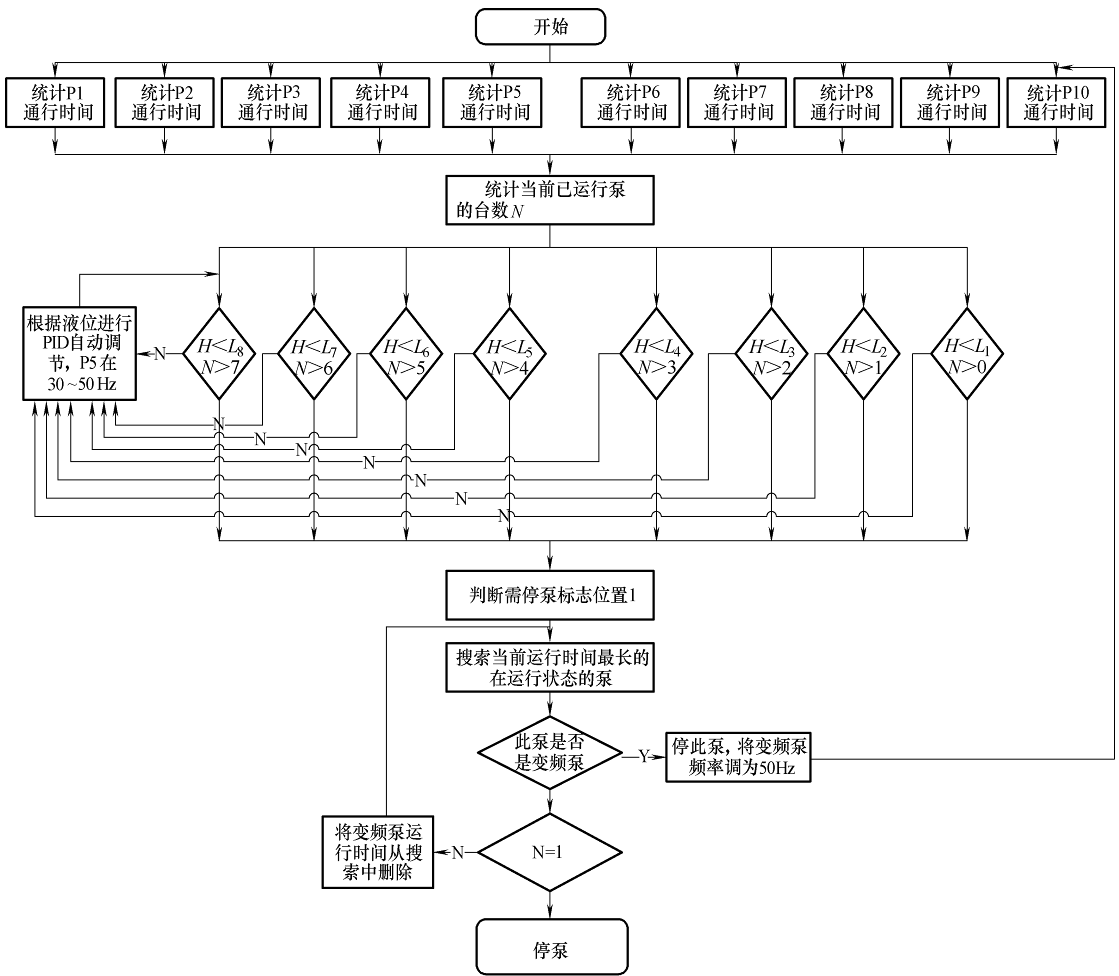


图 3-37　泵的关闭流程图

3.3　沉淀池系统

沉淀池是利用重力沉降作用将密度比水大的悬浮颗粒从水中去除的处理构筑物，是废水处理中应用最广泛的处理单元之一，可用于废水的处理、生物处理的后处理以及深度处理。在沉砂池应用沉淀原理可以去除水中的无机杂质，在初沉池应用沉淀原理可以去除水中的悬浮物和其它固体物，在二沉池应用沉淀原理可以去除生物处理出水中的活性污泥，在浓缩池应用沉淀原理分离污泥中的水分、使污泥得到浓缩，在深度处理领域对二沉池出水加絮凝剂混凝反应后应用沉淀原理可以去除水中的悬浮物。

沉淀池包括进水区、沉淀区、缓冲区、污泥区和出水区五个部分。进水区和出水区的作用是使水流均匀地流过沉淀池，避免短流和减少紊流对沉淀产生的不利影响，同时减少死水区、提高沉淀池的容积利用率；沉淀区也称澄清区，即沉淀池的工作区，是可沉淀颗粒与废水分离的区域；污泥区是污泥贮存、浓缩和排出的区域；缓冲区则是分隔沉淀区和污泥区的

水层区域，保证已经沉淀的颗粒不因水流搅动而再行浮起。

3.3.1　沉淀池的原理与作用

1. 沉淀池的原理

沉淀池是利用水流中悬浮杂质颗粒向下沉淀速度大于水流向上流动速度、或向下沉淀时间小于水流流出沉淀池的时间，从而能与水流分离的原理实现水的净化。

理想沉淀池的处理效率只与表面负荷有关，即与沉淀池的表面积有关，而与沉淀池的深度无关，池深只与污泥贮存的时间和数量及防止污泥受到冲刷等因素有关。而在实际连续运行的沉淀池中，由于水流从出水堰顶溢流会带来水流的上升流速，因此沉淀速度小于上升流速的颗粒会随水流走，沉淀速度等于上升流速的颗粒会悬浮在池中，只有沉淀速度大于上升流速的颗粒才会在池中沉淀下去。而沉淀颗粒在沉淀池中沉淀到池底的时间与水流在沉淀池的水力停留时间有关，即与池体的深度有关。

理论上讲，池体越浅，颗粒越容易到达池底，这正是斜管或斜板沉淀池等浅层沉淀池的理论依据所在。为了使沉淀池中略大于上升流速的颗粒沉淀下去和防止已沉淀下去的污泥受到进水水流的扰动而重新浮起，在沉淀区和污泥贮存区之间留有缓冲区，使这些沉淀池中略大于上升流速的颗粒或重新浮起的颗粒之间相互接触后，再次沉淀下去。

为分析颗粒在实际沉淀池中的运动规律及沉淀效果，一般采用海伦模型（Haren）进行研究。海伦模型假定：

1）进水在整个沉淀区的进水断面上均匀分布，且以均匀的水平流速 v 流过沉淀区；

2）悬浮颗粒在沉淀区等速下沉，速度为 u；

3）悬浮颗粒在沉淀区的断面上水平流速等于水的过流速度 v；

4）颗粒一旦离开流动层进入池底，就认为已被去除；

符合上述假设条件的沉淀池称为理想沉淀池。理想沉淀池按功能分为进水区、沉淀区、出水区和污泥区 4 个部分。平流理想沉淀池如图 3-38 所示，其有效长、宽、深分别为 L、B、H，进水流量为 Q。某一颗粒自 A 点进入沉淀区后，一方面随水流作水平方向流动，另一方面在重力作用下垂直下沉，其运动轨迹为水平分速 v 和沉速 u 的矢量和。

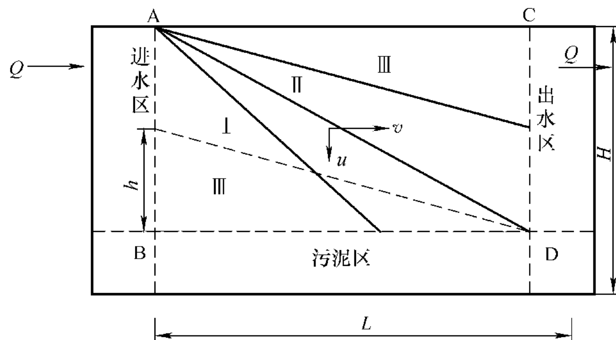


图 3-38　平流理想沉淀池示意图

基于海伦模型，颗粒的水平流速等于水流速度，即

$$v = \frac{Q}{H \times B} \tag{3-1}$$

而垂直沉速即为颗粒的自由沉速度，若颗粒水平方向走 L 距离时，在垂直方向沉降了 H 高度，则颗粒恰好落于 D 点，可能进入溢流，也可能沉入池底，则临界条件为

$$\frac{L}{v} = \frac{H}{u_0} \tag{3-2}$$

式（3-2）中，u_0为从 A 点入流到 D 点被去除的那种颗粒的沉降速度。我们将这个流速为 u_0的颗粒称做临界颗粒（截留颗粒），将该颗粒的粒度称为临界粒度（截留粒度）。将式（3-1）代入式（3-2）并进行整理，可得

$$u_0 = \frac{Q}{LB} = \frac{Q}{A} = q \tag{3-3}$$

Q/A 为单位沉淀面积所接纳的流量，一般称为表面负荷，用 q 表示，单位为 $m^3/(m^2 \cdot h)$ 或 $m^3/(m^2 \cdot s)$。式（3-3）表明：表面负荷 q 在数值上等于临界颗粒的沉降速度 u_0而且理想沉淀池的沉淀效率与池的水面面积 A 有关，与池深 H 无关。

对于沉速 $u \geqslant u_0$的颗粒，无论处于进口端的任何位置，都可在 D 点之前沉淀到池底而被去除，如图 3-38 所示。对于 $u \leqslant u_0$的颗粒，则视其在流入区所处的位置而定，若位于靠近水面的某一位置时，颗粒不能沉到池底，而会随水流出，如图 3-38 中轨迹Ⅲ所示；若位于靠近池底的某一位置时，则可以沉到池底而被去除，见轨迹Ⅲ虚线所示。上述讨论说明对于沉速小于 u_0的颗粒，仅有一部分可沉到池底而被去除。

若沉速 $u < u_0$的颗粒的重量占全部颗粒的重量比为 dP，则其中 $h \cdot \mathrm{d}P/H$ 为可被去除的量。对于同一沉淀时间 t，有

$$h = u_1 t \qquad H = u_0 t \tag{3-4}$$

故　$h/H = u/u_0$　$h/H \cdot \mathrm{d}P = u/u_0 \cdot \mathrm{d}P$

则对于 $u < u_0$的全部悬浮颗粒，可被去除的总量

$$\int_0^{P_0} u/u_0 \mathrm{d}P = \frac{1}{u_0}\int_0^{P_0} u \mathrm{d}P \tag{3-5}$$

沉淀池去除的颗粒包括 $u \geqslant u_0$及 $u < u_0$两部分，故理想沉淀池的悬浮物总去除率为

$$E = (1 - P_0) + \int_0^{P_0} u \mathrm{d}P \tag{3-6}$$

2. 沉淀池的作用

沉淀池是分离处理悬浮颗粒的一种主要处理构筑物。用作生物处理工艺中预处理的称为初次沉淀池。在初次沉淀池中，对于一般的城市污水而言，BOD_5去除率约 30%。设置在生物处理设备后的则称为二次沉淀池，是河水生物处理工艺中的一个组成部分。沉淀池除了作为生物处理工艺中的主要处理构筑物外，亦可根据废水的性质及处理要求，作为最终处理构筑物使用。

3.3.2　沉淀池的分类

沉淀池是分离悬浮颗粒的一种主要处理构筑物。用作生物处理工艺中预处理的称为初次沉淀池。在初次沉淀池中，对于一般的城市污水而言，它可以去除 30% 的 BOD_5与 55% 的悬浮颗粒。设置在生物处理后的则称为二次沉淀池是污水生物处理工艺中的一个组成部分。沉淀池除了作为生物处理工艺中的主要处理构筑物外，亦可根据废水的性质及处理要求，作为最终处理构筑物使用。

污水沉淀池的种类可分为平流式沉淀池、竖流式沉淀池、辐射式沉淀池、斜管沉淀池及斜板沉淀池等，与给水的沉淀设备相类似，此外还有沉淀兼污泥处理池，如化粪池及隐化池等。下面主要介绍前三种沉淀池。

1. 平流式沉淀池

平流式沉淀池是长方形池，污水连续地由池一端进入，从另一端流出。池长与池宽之比一般为4∶1，通常池深2～4m，污水在池内流经时间不大于2h，要求污水中绝大部分的悬浮物应在进水口与出水口之间的距离内沉降至池底，池的水平面积负荷量不宜大于每小时1.5～2.0m^3/m^2。

为使沉淀池内污水均匀流动，防止短路、紊流或停滞等现象，通常在进水端设置距离均等的短水平管方便多管进水，并在进水后安装半淹没潜流挡板，有时在进水端设多孔挡板或溢流堰等，出水端往往用半淹没式潜流挡板及出水流堰。

平流式沉淀池截留污水中的污泥和浮渣，可用人力或机械清除，清除出的污泥送至污泥处理设备处理，清除出的浮渣应予以掩埋或其它无害化处理。

人力除污泥沉淀池，池底建成4%的坡度，倾向进水端，在最低处设排泥阀，并在接近出水挡板处设置排浮渣设施及控制阀。清污泥时，停止进水，先排除浮渣，然后用泵提升污水至另一平行使用的沉淀池内，再用装有刮泥板的小型动力牵引车刮泥。

机械除污泥的沉淀池，池底较平坦，在进水端筑储泥坑，池内安装链带式刮板设施，用动力每日一或二次刮池底污泥入储泥坑内，也可在沉淀池工作中连续刮泥。储泥坑内积存的污泥可利用重力或污泥泵送至污泥处理设备。在链带式刮板运转时，可同时将水面浮渣推入排浮渣槽，如图3-39所示。

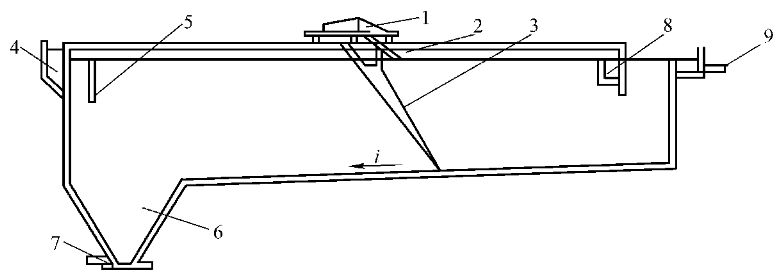


图3-39　有行车刮泥机的平流式沉淀池

1—刮泥行车　2—刮渣板　3—刮泥板　4—进水槽　5—挡流板　6—泥斗　7—排泥管　8—浮渣板　9—出水管

2. 竖流式沉淀池

竖流式沉淀池有圆形、正方形或多角形等，构造与给水处理的竖流式沉淀池相同，池底为锥形，可收集沉降污泥，又设中央管，通至池顶，管底部的高度应在池底污泥面以上，中央管底部处装设挡板，污水从中央管中进入，向下流至挡板处孔隙外并向上流动，至池顶周围溢流堰上排出。上升水流的平均速度一般采用0.5～0.75mm/s，沉淀时间1～1.5h。沉降的污泥贮存在锥形底内，较大的竖流式沉淀池，一般筑成平底，在底部修建多个储泥坑。储泥坑内都设有可控制的排泥管，清除污泥，送污泥处理设备，竖流式沉淀池如图3-40所示。

在污水流动过程中，由于污水中的悬浮物颗粒大小与比重不同，有的随水流上升，有的向下沉降，有的则停留在一定水平形成了立体污泥层，污水中较细的悬浮物颗粒通过此种立体污泥层时，能因接触凝聚等作用成为较大颗粒而下沉。

中、小型圆形竖式沉淀池，可采用圆锥形，其横截面自下向上逐渐扩大，使水流上向流速不断减小，有利于微细悬浮物颗粒的沉降。

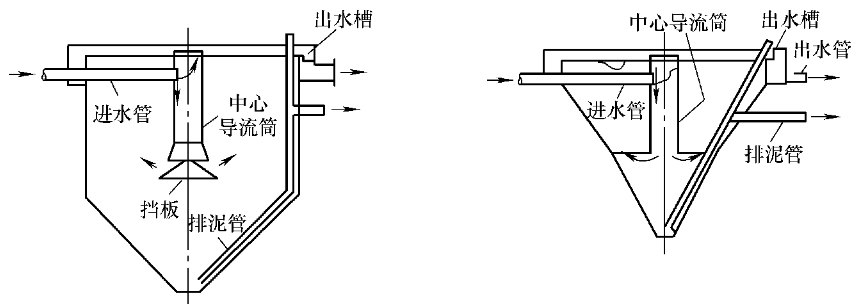


图 3-40　竖流式沉淀池

3. 辐流式沉淀池

辐流式沉淀池是一个直径较大，水深较浅的圆形沉淀池。直径一般为 20 ~ 30m，池中心深度为 2. 5 ~ 5m，池边为 1. 5 ~ 3m。污水由池中心进入，在入流管周围常用穿孔板围成入流区，污水经穿孔均匀地向池的四周辐射，经池边顶部溢流堰或淹没式溢流孔排出，在溢流前装设半淹式挡板。污水在池内的流程时间大于 2h。池底斜中坡度为 0. 06 ~ 0. 08，储泥坑在池中央底部，辐流式沉淀池的构造示意图如图 3-41 所示。

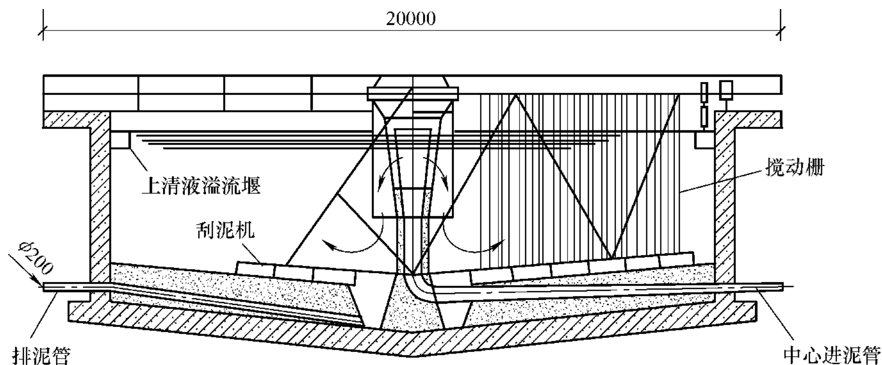


图 3-41　辐流式沉淀池的构造示意图

由图 3-41 可知，入流水由设在池底的进水管进入中心的孔口流入，在穿孔挡板（整流板）的作用下水在池内沿辐射方向流向池的四周，整流孔的开孔面积为断面的 10% ~ 20% 。辐流式沉淀池的工作原理与平流式沉淀池很相似，水实际上是在辐射方向作水平流动，与平流式沉淀池的区别是水在辐流式沉淀池中的速度是变化的。水在入流区附近的速度较大，而在池四周即出水区流速最小，故在入流区附近的沉淀效果较差，而出流区沉淀效果较好。由于池四周较长，出口处的出流堰口不容易控制在一致的水平，通常用锯齿形三角堰或淹没式溢流孔出流，尽量使出水均匀。

沉淀于池底的污泥一般采用刮泥机刮除。当池径较小时，亦可采用多斗排泥。池直径大于 20m 以上的沉淀池，在原则上都采用机械排泥设备。刮泥机由刮泥板和桁架所组成，刮泥板固定在桁架底部，桁架绕池中心缓慢地旋转，将沉于池底的污泥堆入池中心处的泥斗中，污泥在泥斗中可利用净水压力排出，亦可用污泥泵抽吸。辐流式沉淀池目前常用的刮泥机械有中心传动式刮泥机、吸泥机以及周边传动式的刮泥机与吸泥机等。

辐流式沉淀池内的水流速度，近池中心较大，越近池边越小，因而较重的悬浮颗粒在近中心处沉降，较小而比重较轻的则逐渐近池边沉降。

池底污泥常用机械刮除，有的由池中心竖轴旋转，带动池底刮板，把污泥刮到储泥坑，然后用水力或泵把污泥送至污泥处理设备；有的在圆形池顶铺单轨，上设横梁，梁的一端以池中心为轴，可绕轴沿圆轨转动，梁下安装伸入池底的刮泥板，横梁旋转时即可刮泥。

3.3.3　沉淀池控制系统

沉淀池控制系统主要包括两部分，分别是初次沉淀池和二次沉淀池，其中初次沉淀池和二次沉淀池分别有六座，初沉池包括初沉池刮泥机控制、污泥泵的控制；二沉池包括二沉池配水井及污泥泵房控制、二沉池吸刮泥机控制。

1. 初沉池的控制

每座初沉池有 4 台链条式刮泥机、总进水闸门 1 台、旋转撇渣管 3 台、超越渠道闸门 1 台，两台初沉池污泥泵。主要控制对象为刮泥机、撇渣管和污泥泵，下面分别介绍。

1）初沉池刮泥机的控制方式为链条式刮泥机连续运行。每套链条式刮泥机可“就地”控制，也可以“远程单动”控制。

2）初沉池污泥泵的控制方式为污泥泵可由“就地”控制，也可以“远程单动”或“远程联动”控制。

6 座初沉池可设为整体联动，但可根据实际情况单独设定联动状态，联动时，每座初沉池的两台污泥泵每次只能起动一台，根据停泵的时间决定哪台泵的起动；6 座初沉池按 1#、2#、3#、4#、5#、6# 的顺序，每次只能起动 1 座初沉池的污泥泵，每座初沉池污泥泵运行由可设定的运行时间控制，当一座池污泥泵运行结束后，自动起动下一座初沉池污泥泵。

当污泥均质池到达高液位时，初沉池污泥泵联锁停止运行，直到污泥池高液位信号解除。各初沉池运行时间均可由中控室及现场控制站设置。可以根据每座初沉池运行时间来控制整体运行时间。初沉池污泥泵控制流程图如图 3-42 所示。

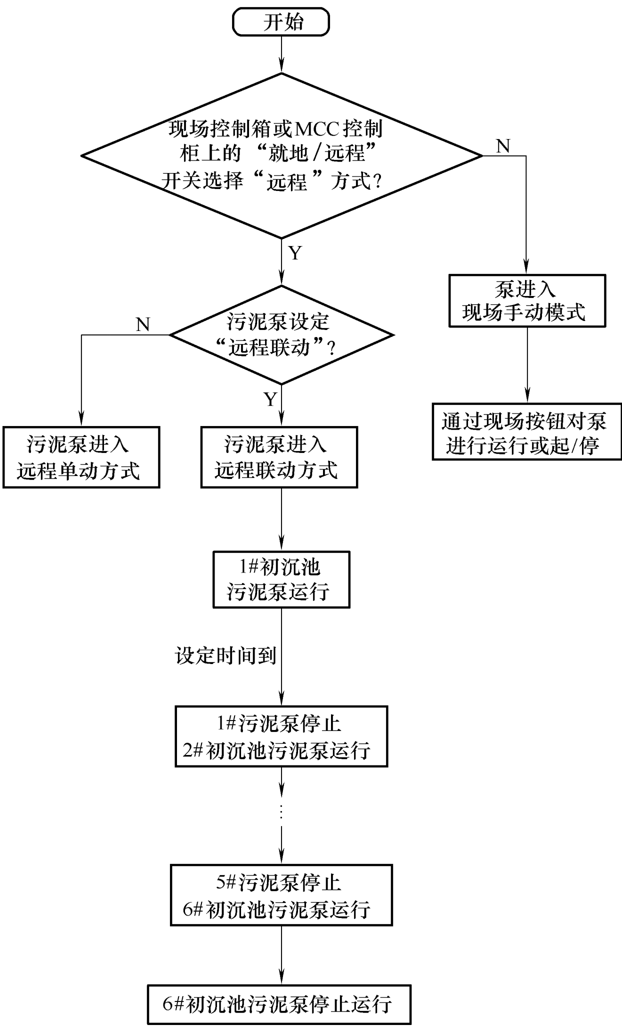


图 3-42　初沉池污泥泵控制流程图

刮泥机和污泥泵数量较多，并且控制方式相同，可编写 PUMP_CONTROL（泵控制）的 AOI 指令。由于刮泥机和污泥泵都可以进行变频调速，所以采用 P_VSD AOI 指令。关于 P_VSD 的内部逻辑将会在第 3. 3. 3 节中详细介绍，这里只说明如何使用。

启泵停泵的内部逻辑流程图如图 3-43 所示。

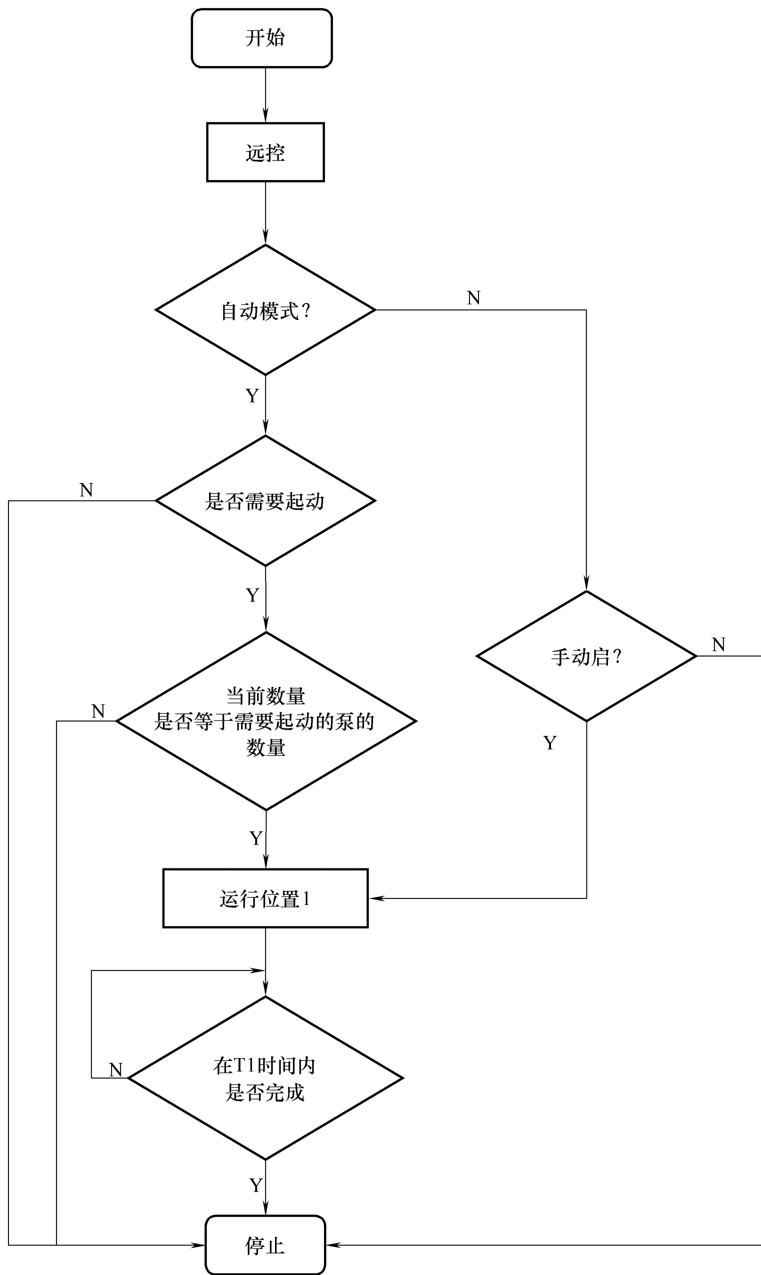


图 3-43　PUMP_CONTROL 内部逻辑的流程图

根据上述流程，刮泥机的控制，包括在程序、操作员及手动模式下对刮泥机进行启动、停止、正转、反转以及调速操作，并且能够监视其运行状态，发生故障时能够自动停止。为此选择的输入输出及状态参数如图 3-44 所示。

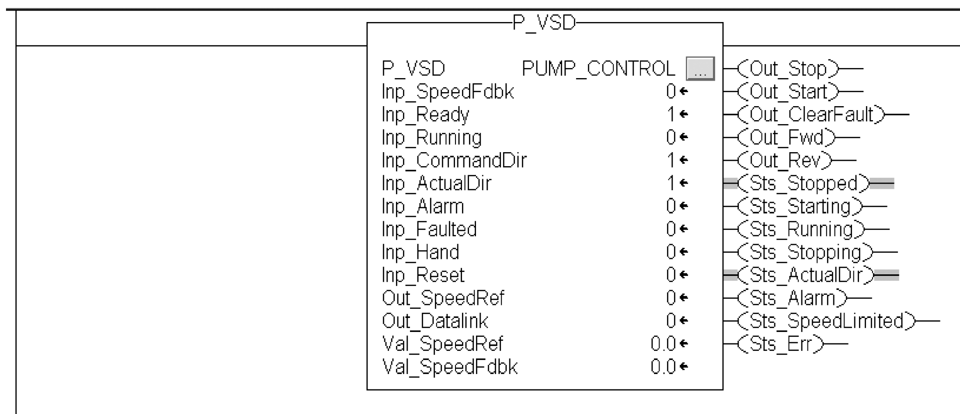


图 3-44　PUMP_CONTROL 选择的输入输出及状态参数

每个 P_VSD 指令包含输入型参数（Inp_）、输出型参数（Out_）、程序命令参数（PCmd_）、操作员命令参数（OCmd_）及配置型参数（Cfg_），点击指令上的组态按钮可以看到这些参数，可根据具体的实际情况对不同的参数进行连接与配置。

首先为控制模式选择，外部手动输入命令送给 P_Mode 的 Inp_Hand 位，PUMP_CONTROL以手动模式进行控制。自动命令 PCmd_Acq 触发 P_Mode 中的 Mode. PCmd_Acq，PUMP_CONTROL 以自动模式运行。模式选择程序如图 3-45 所示。

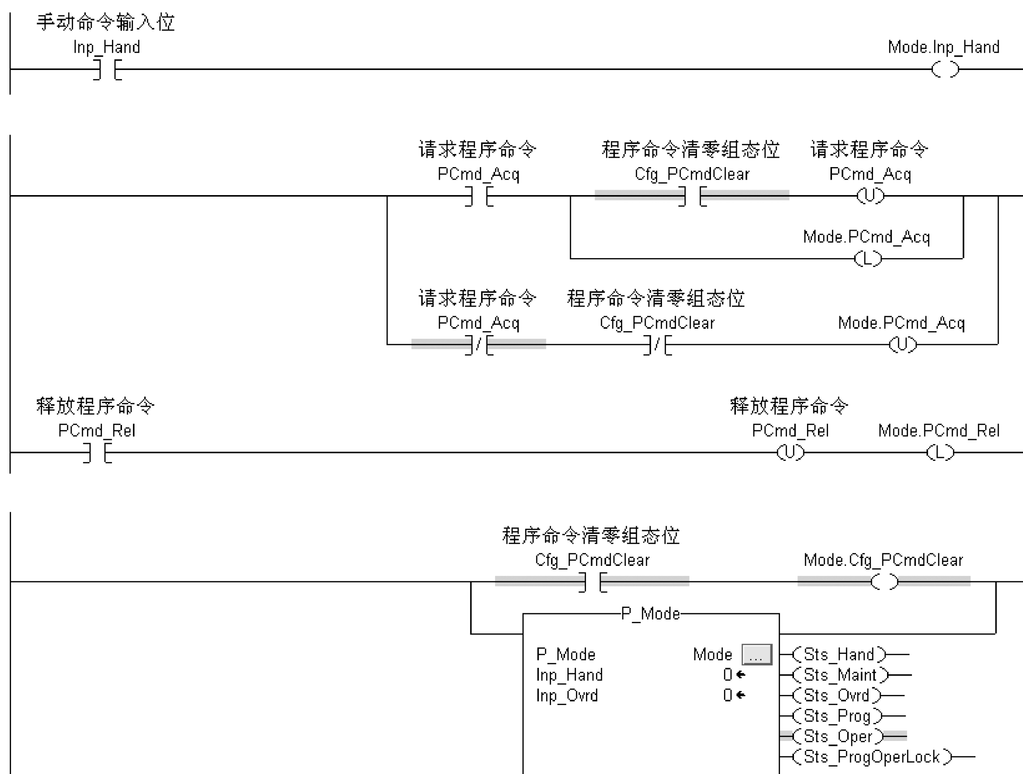


图 3-45　模式选择程序

其次为控制泵的运行状态，以程序模式起动为例，如图 3-46 所示，当需要该泵起动时（满足需要起动的泵的数量），将起动信号送至 PUMP_CONTROL 中的 PCmd_Start 位。

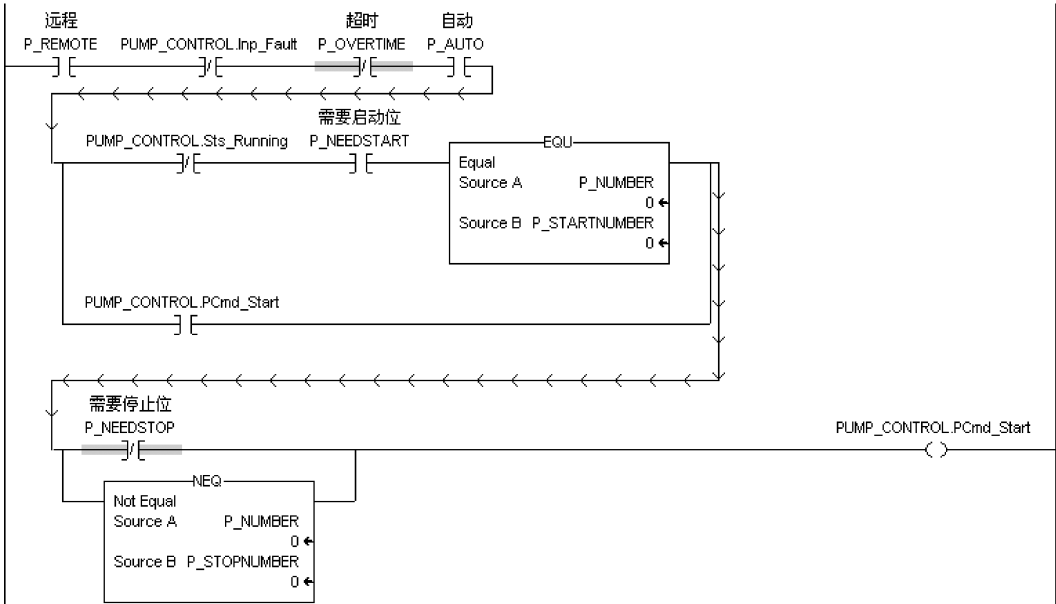


图 3-46　程序模式启动程序

当出现故障时，如联锁条件不满足、控制超时、IO Fault 等，需要发出报警，并且复位程序模式。图 3-47 以超时为例。当起动命令发出超过一段时间，仍没有运行反馈，则说明超时，触发 PUMP_CONTROL 中的 Inp_Fault 位。

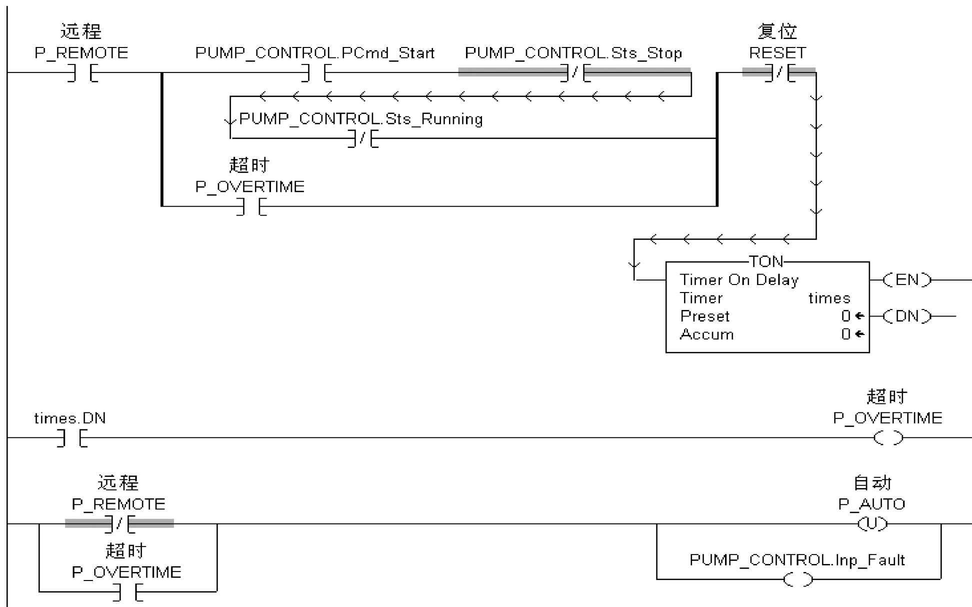


图 3-47　超时报警程序

3）旋转撇渣管可由“就地”控制，也可以“远程单动”控制，也可采用定时联动的“远程联动”方式运行。

旋转撇渣管开启时间和关闭时间均可由中控室或现场控制站的操作面板进行设置，初次设定为 2h/次，每次开启时间初次设定为 3min。如图 3-48 所示，T_1 表示浮渣进入撇渣管的时间。

编写撇渣管 AOI 指令。创建的输入输出标签如图 3-49 所示。

编写 AOI 内部逻辑：撇渣管在远程、自动、手动模式下上升运行，如果上升到位，则上升运行位置为 0，如图 3-50 所示。

撇渣管在远程、自动、手动模式下下降运行，如果下降到位，则下降运行位置为 0，如图 3-51 所示。

如果上升运行时间超过设定时间，则说明撇渣管运行超时，如果撇渣管超时或出现故障，则复位自动位，改为手动模式。如图 3-52 所示。

撇渣管上升到位后，置位下降启动位。下降到位后置位上升启动位。以实现上升下降连续运行，如图 3-53 所示。

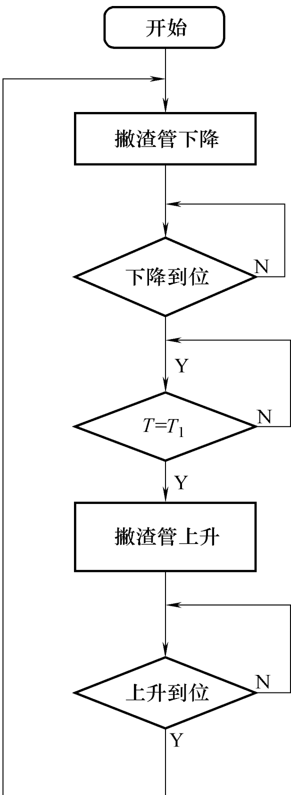


图 3-48　撇渣管运行流程图

General | Parameters | Local Tags | Scan Modes | Change History | Help

Name	Usage	Data Type	Default	Style	Re	Vis	Description
EnableIn	Input	BOOL	1	Decimal	☐	☐	Enable Input - ...
EnableOut	Output	BOOL	0	Decimal	☐	☐	Enable Output ...
SKIMMER_UP_REL	Output	BOOL	0	Decimal	☑	☑	上升位
SKIMMER_DOWN_REL	Output	BOOL	0	Decimal	☑	☑	下降位
SKIMMER_REMOTE	Input	BOOL	0	Decimal	☑	☑	远程
SKIMMER_UPED	Input	BOOL	0	Decimal	☑	☑	上升到位
SKIMMER_DOWNED	Input	BOOL	0	Decimal	☑	☑	下降到位
SKIMMER_FAULT	Input	BOOL	0	Decimal	☑	☑	故障
SKIMMER_UP	Input	BOOL	0	Decimal	☑	☑	上升状态
SKIMMER_DOWN	Input	BOOL	0	Decimal	☑	☑	下降状态
SKIMMER_AUTO	Input	BOOL	0	Decimal	☑	☑	自动
SKIMMER_OVERTIME	Output	BOOL	0	Decimal	☑	☑	超时
⊞-times	InOut	TIMER			☑	☑	
⊞-SKIMMER_RUN_TIMER	InOut	TIMER			☑	☑	运行计时
⊞-SKIMMER_START_TIMER	InOut	TIMER			☑	☑	启动计时
RESET	Input	BOOL	0	Decimal	☑	☑	复位
					☐	☐	

图 3-49　撇渣管输入输出参数表

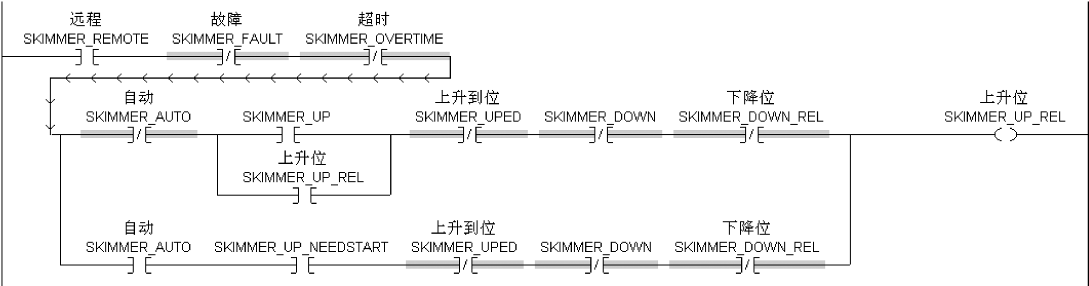


图 3-50 撇渣管上升运行程序

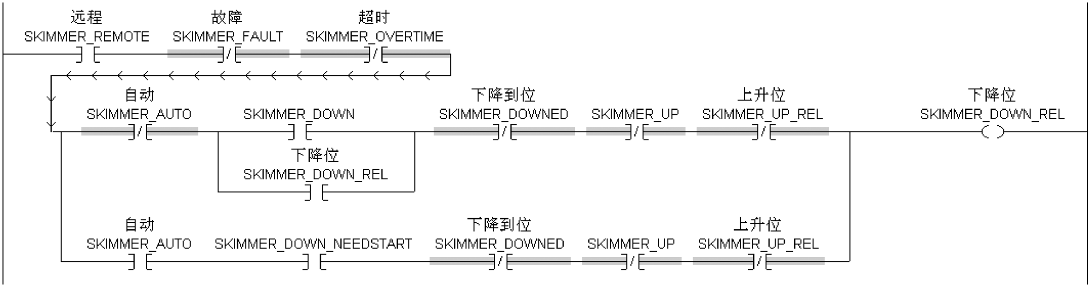


图 3-51 撇渣管下降运行程序

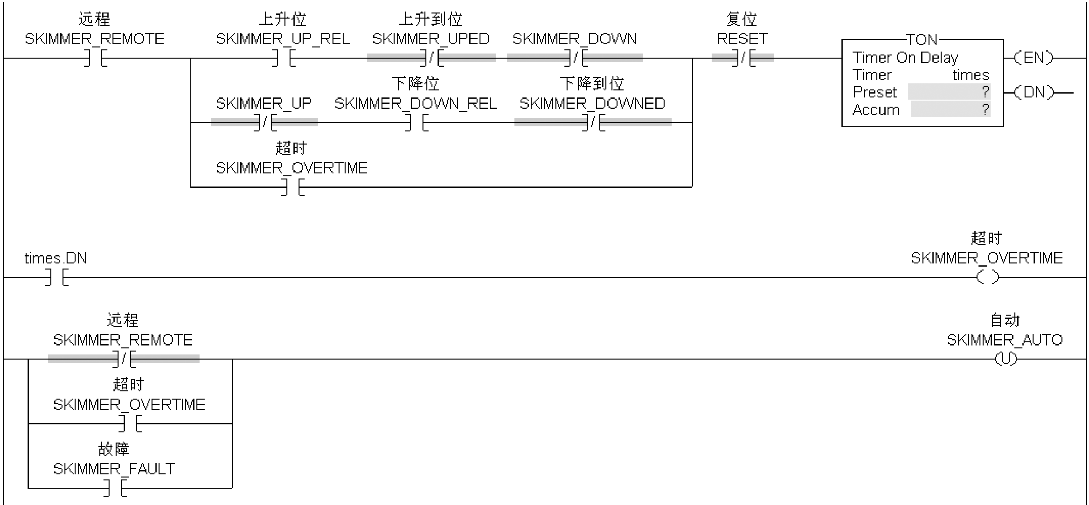


图 3-52 撇渣管超时程序

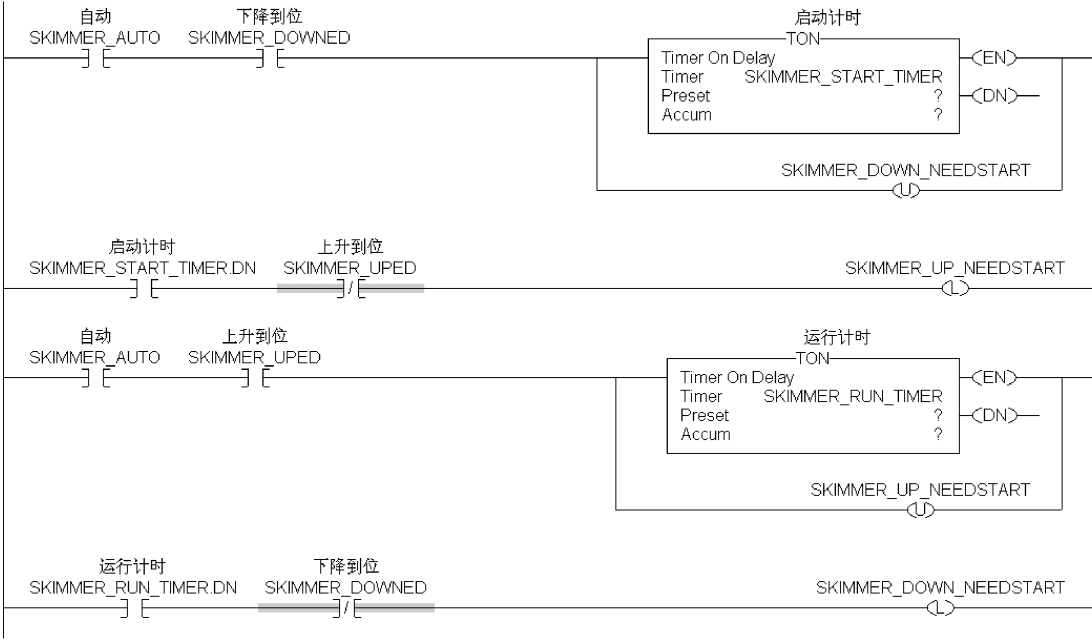


图 3-53　撇渣管连续运行程序

2. 二沉池的控制

（1）二沉池配水井及污泥泵房控制介绍

二沉池配水井及污泥泵房的主要作用是：

1）将生物反应池处理后的混和液通过堰门调节平均分配至相对应的二次沉淀池；

2）将一定数量的活性污泥回流到生物反应池的厌氧段与污水进水混合，以维持生物反应池中活性污泥的浓度，保证其生化反应能力；

3）将污水生物处理产生的剩余污泥排出系统。

每座污泥泵房的 4 台外回流污泥泵（3 用 1 备），结合污水进水水量自动控制；2 台剩余污泥泵（1 用 1 备）根据泵房内泥位及时间自动控制，现场 PLC 分控制站应循环起动可供使用的泵，各台泵起动次数及总的运行小时数按顺序排列，以便进行维修。初始设定应使每台泵运转时间相等，控制程序应保证不使每台泵每小时起动六次以上，控制系统监视泵的起动和停止过程，如泵发生故障将备用泵投入运行，在中控室发出报警提示，提醒操作人员现场检查。

（2）二沉池刮吸泥机控制介绍

二沉池的作用是将生物反应池处理后的混和液固液分离，以保证最终出水水质。二沉池设有刮吸泥机，刮吸泥机的控制由 MCC 实现，该设备按运行要求设置现场手动按钮箱。按钮箱面板上应设“手动/自动”转换开关。“手动”状态下，由面板上的按钮控制刮吸泥机的运行；“自动”状态下，可由现场 PLC 分控站控制刮吸泥机的运行，中控室监控 PC 也可远程控制操作以及监视其工作状态。该设备一般为连续运行，PLC 系统及时判断设备运行状态，发生故障时在中控室发出报警提示，提醒操作人员现场检查。二沉池吸刮泥机控制流程

图如图 3-54 所示。

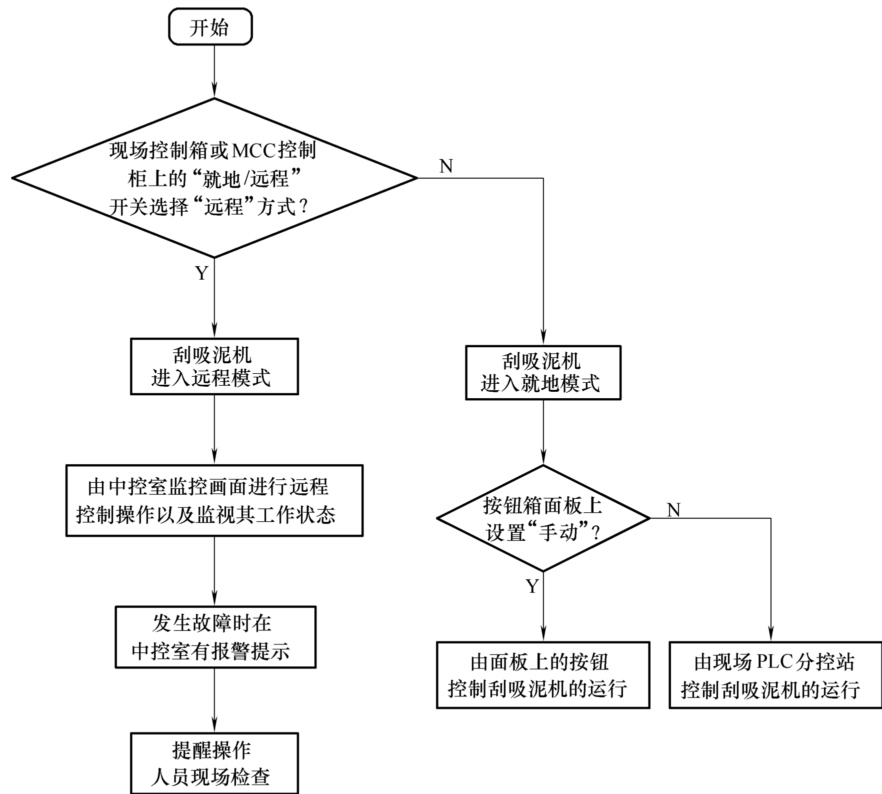


图 3-54　二沉池吸刮泥机控制流程图

3.4　生物池控制系统

3.4.1　活性污泥法原理

1. 传统活性污泥法原理

普通活性污泥法是在废水的自净作用原理下发展而来的。废水经过沉砂、初沉等工序进行一级处理，去除了大部分悬浮物和部分 BOD 后，即进入一个人工建造的池子。池子犹如河道的一段，池内有无数能氧化分解废水中有机污染物的微生物。同天然河道相比，这一人工的净化系统效率极高，大气中的天然氧气根本不能满足这些微生物氧化分解有机物的耗氧需要，因此在池中需设置鼓风曝气或机械翼轮曝气的人工供氧系统，池子也因此被称为曝气池。

废水在曝气池停留一段时间后，废水中的有机物绝大多数被曝气池中的微生物吸附、氧化分解成无机物，随后即进入另一个池子——沉淀池。在沉淀池中，成絮状的微生物絮体——活性污泥下沉，处理后的出水——上清液即可溢流而被排放。

为了使曝气池保持高的反应速率，必须使曝气池内维持足够高的活性污泥微生物浓度。为此，沉淀后的活性污泥又回流至曝气池前端，使之与进入曝气池的废水接触，以重复吸

附、氧化分解废水中的有机物。

在这一正常的连续生产（连续进水）条件下，活性污泥中微生物不断利用废水中的有机物进行新陈代谢，由于合成作用的结果，活性污泥数量不断增加，因此曝气池中活性污泥的量越积越多，当超过一定浓度时，应适当排放一部分，这部分被排出的活性污泥常称为剩余污泥。传统活性污泥法工艺系统主要由曝气池、曝气系统、二次沉淀池、污泥回流系统和剩余污泥排放系统组成。如图 3-55 所示。

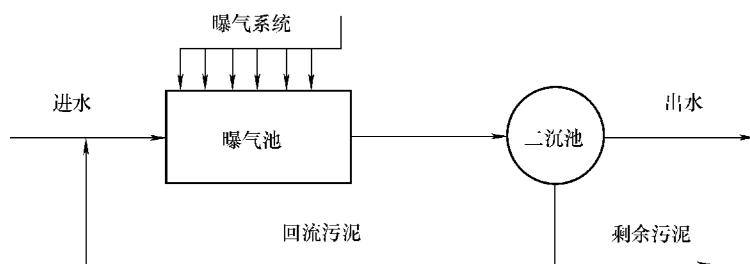


图 3-55　传统活性污泥工艺的组成

（1）曝气池

曝气池是由微生物组成的活性污泥与污水中的有机污染物质充分混合接触，并进而将其吸收分解的场所，它是活性污泥工艺的核心。

曝气池有推流式和完全混合式两种类型。推流式是在长方形的池内，污水和回流污泥从一端流入，水平流进，经另一端流出。而完全混合式是污水和回流污泥一进入曝气池就立即与池内其它混合液均匀混合，使有机污染物浓度因稀释而立即降至最低值。推流式的特点是池子不受大小限制，不易发生短流，出水质量较高；而完全混合式的特点是池子受池型和曝气手段的限制，池容不能太大，当搅拌混合效果不佳时易产生短流，但是它对入流水质水量的适应能力较强。由于以上特点，城市污水处理一般采用推流式，而完全混合式则广泛应用于工业废水处理。

（2）曝气系统

曝气系统的作用是向曝气池供给微生物增长及分解有机污染物所必须的氧气，并起混合搅拌作用，使活性污泥与有机污染物质充分接触。

曝气系统总体上可分为鼓风曝气和机械曝气两大类。鼓风曝气是将压缩空气通过管道送入曝气池的扩散设备。以气泡形式分散进入混合液，使气泡中的氧迅速扩散转移到混合液中，供给活性污泥中的微生物。鼓风曝气系统主要由空气净化系统、鼓风机、管路系统和空气扩散器组成。城市污水处理厂采用的鼓风机有多种，如罗茨风机和离心风机，离心风机又分为多级低速离心风机和单极高速离心风机。罗茨鼓风机可以调节出口风压，满足曝气池水深变化的需要，但风量只能靠工作台数调节。离心风机风量可在一定范围内调节，以满足曝气池需氧量的变化，但要求曝气池水深相对恒定。一般来说，单极离心风机较多级离心风机易调节气量。新建的城市污水处理厂大多采用离心式鼓风机。

机械曝气则是利用装设在曝气池内的叶轮转动，剧烈地搅动水面，使液体循环流动，不断更新液面并产生强烈的水跃，从而使空气中的氧与水滴或水跃的界面充分接触，转入到混合液中。因此，机械曝气也称为表面曝气。简称表曝。

（3）回流污泥系统

回流污泥系统把二沉池中沉淀下来的绝大部分活性污泥再回流到曝气池，以保证曝气池有足够的微生物浓度。回流污泥系统包括回流污泥泵和回流污泥管道或渠道。回流污泥泵的选择应充分考虑大流量、低扬程的特点，同时转速不能太快，以免破坏絮体。回流污泥渠道上一般应设置回流量的计量及调节装置，以准确控制及调节污泥回流量。

（4）剩余污泥排放系统

随着有机污染物质被分解，曝气池每天都净增一部分活性污泥，这部分活性污泥称之为剩余活性污泥，应通过剩余污泥排放系统排出。有的污水处理厂用泵排放剩余污泥。有的则直接用阀门排放。可以从回流污泥中排放剩余污泥，也可以从曝气池直接排放。在剩余污泥管线上应设置计量及调节装置，以便准确控制排泥。

活性污泥系统的工艺参数

活性污泥工艺是一个较复杂的工程化生物系统，描述这个系统的工艺参数很多，可分为三大类。第一类是曝气池的工艺参数，主要包括污水在曝气池内的水力停留时间、曝气池内的活性污泥浓度、活性污泥的有机负荷。第二类是关于二沉池的工艺参数，主要包括混合液在二沉池内的停留时间、二沉池的水力表面负荷、出水堰的堰板溢流负荷、二沉池内活性污泥层浓度、固体表面负荷。第三类是关于整个工艺系统的参数，包括入流水质水量、活性污泥量和回流比、回流污泥浓度、剩余污泥排放量、泥龄。以上工艺参数相互之间联系紧密，任一参数的变化都会影响到其它参数。

1）入流水质水量。入流污水量 Q 必须充分利用所设置的计量设施准确计量，它是整个活性污泥系统运行控制的基础。Q 的计量不准确，必然导致运行控制的某些失误。

入流水质也直接影响到运行控制。传统活性污泥工艺的主要目标是降低污水中的 BOD_5，因此，入流污水的 BOD_5 必须准确测定，它是工艺调控的一个基础数据。

2）活性污泥量与回流比。活性污泥量是从二沉池补充到曝气池的污泥量，常用 Q_r 表示。Q_r 是活性污泥系统的一个重要的控制参数，通过有效地调节 Q_r 可以改变工艺运行状态，保证运行的正常。回流比是回流污泥量与入流污水量（Q）之比，常用 R 表示。保持 R 的相对稳定，是一种重要的运行方式。回流比也可以根据实际需要加以调整。传统活性污泥工艺的 R 一般在 25% ~100% 之间。

3）混合液悬浮固体和回流污泥悬浮固体。混合液悬浮固体是指混合液中悬浮固体的浓度，通常用 MLSS 表示。MLSS 可以近似表示曝气池内活性微生物的浓度，这是运行管理的一个重要控制参数。当入流污水的 BOD_5 增高时，一般应提高 MLSS，即增大曝气池内的微生物量，去处理增多了的有机污染物质。实际测得的 MLSS 是混合液的滤过性残渣，活性泥絮体内的活性微生物量、非活性有机物和无机物都被滤纸截留而包括在所测得的 MLSS 中，因此 MLSS 值实际比活性微生物的浓度值要大。

回流污泥悬浮固体是指回流污泥中悬浮固体的浓度，通常用 RSS 表示。它近似表示回流污泥中的活性微生物浓度。

4）活性污泥的有机负荷。活性污泥的有机负荷是指单位重量的活性污泥，在单位时间内要保证一定的处理效果所能承受的有机污染物量，单位为 $kgBOD_5$（kgMLVSS · d）。活性污泥的有机负荷通常是用 BOD_5 代表有机污染物进行计算的，因而也称为 BOD 负荷。通常用 F/M 表示有机负荷，F 代表食物，即有机污染物，M 代表活性微生物量，即 MLVSS，而 F

与 M 的比值代表了微生物量与食物量之间的一种平衡关系，它直接影响活性污泥的增长速率、有机污染物的去除效率、氧的利用率以及污泥的沉降性能。F/M 较大时，由于食物较充足，活性污泥中的微生物增长速率较快，有机污染物被去除的速率也较快，但此时活性污泥的沉降性能可能较差。反之，F/M 较小时，由于食物不太充足，微生物增长速率较慢或基本不增长，甚至也可能减少，此时有机物被去除的速率也必然较慢，但这时活性污泥沉降性能往往较好。运行管理中应选择合适的 F/M 值，在有机物去除速率满足要求的前提下，污泥的沉降性能最佳。

5）混合液溶解氧浓度。传统活性污泥工艺主要采用好氧过程，因而混合液中必须保持好氧状态，即混合液内必须维持一定的溶解氧 DO 浓度。DO 是通过单纯扩散方式进入微生物细胞内的，将微生物好氧分解所需的氧强制“注入”微生物细胞体内。传统活性污泥法一般控制 DO 大于 2.0mg/L。

6）剩余污泥排放量和污泥龄。剩余活性污泥的排放量用 Q_w 表示。如从曝气池排放剩余活性污泥，则其浓度为混合液的污泥浓度 MLVSS；如果从回流污泥系统内排除剩余活性污泥，则其浓度为 RSS。绝大部分处理厂都从回流污泥系统排放污泥，只有当二沉池入流固体严重超负荷时，才考虑从曝气池直接排放。剩余污泥排放是活性污泥系统运行控制中一项最重要的操作，Q_w 的大小，直接决定污泥泥龄的长短。

污泥龄是指活性污泥在整个系统内的平均停留时间，一般用 SRT 表示。因为活性微生物基本上“包埋”在活性污泥絮体中，因此，污泥龄也就是微生物在活性污泥系统内的停留时间。控制污泥龄是选择活性污泥系统中微生物的种类的一种方法。不同种类的微生物，具有不同的世代期，所谓世代期，是指微生物繁殖一代所需要的时间。如某种微生物群体从 10000 个繁殖成 20000 个需要 2 天的时间，则该种微生物的世代期就是 2 天。如果某种微生物的世代期比活性污泥系统的泥龄长，则该类微生物在繁殖出下一代微生物之前，就被以剩余污泥的方式排走，该类微生物永远不会在系统内繁殖起来。反之，如果某种微生物的世代期比活性污泥系统的泥龄短，则该种微生物在被以剩余活性污泥的形式排走之前，可繁殖出下一代，因此这种微生物就能在系统内存活下来。分解有机污染物的绝大部分微生物，其世代期都小于 3 天，因此只要控制污泥龄大于 3 天。这些微生物就能在活性污泥系统生存下来并得以繁殖，用于处理污水。硝化杆菌的世代期一般为 5 天，因此要在系统内培养出硝化杆菌，将 NH_3—N 硝化成 NO_3^-—N，则必须控制 SRT 大于 5 天。

另外 SRT 直接决定着活性污泥系统中微生物的年龄大小。SRT 较大时，年长的微生物也能在系统中存在；而 SRT 较小时，只有年轻的微生物存在，它们的“父辈或祖辈”早已被作为剩余污泥排走。一般来说，年轻的污泥活性高，分解代谢有机污染物的能力强，但凝聚沉降性能较差；而年长的污泥活性高，分解代谢能力较差，但凝聚沉降性能较好。通过调节 SRT 可以选择合适的微生物年龄，使活性污泥既有较强的分解代谢能力，又有良好的沉降性能。传统活性污泥工艺一般控制 SRT 在 3～5 天。

7）曝气池和二沉池的水力停留时间。污水在曝气池内的水力停留时间一般用 T_a 表示。T_a 与入流污水量及池容的大小有关系。对于一定流量的污水，必须保持足够的池容，以便维持污水在曝气池内足够的停留，否则有可能将处理尚不彻底的污水排出曝气池，影响处理效果。T_a 有时也叫污水的曝气时间，即污水在曝气池内曝气的时间。T_a 有两种计算方法：

$$T_a = \frac{V_a}{Q + Q_r} \tag{3-7}$$

$$T_a = \frac{V_a}{Q} \tag{3-8}$$

式中，V_a为曝气池容积；Q 和 Q_r分别为入流污水量和回流污泥量。

前一种计算方法是污水在曝气池内的实际停留时间。后一种计算方法计算的时间实际上比实际停留的时间长，有时称之为名义停留时间。当回流比相对恒定或较小时，可采用第二种，因计算较简单。但当回流比较大时，应注意用第一种方法核算，检查污水实际接收曝气的时间是否充足。传统活性污泥工艺的曝气池水力名义停留时间一般为 6 ~9h，而实际停留时间则取决于回流比。

混合液在二沉池的停留时间一般用 T_c表示，T_c也有名义停留时间和实际停留时间，其计算如下：

$$T_c = \frac{V_c}{Q + Q_r} \tag{3-9}$$

式中，V_c为二沉池的容积；Q 和 Q_r分别为入流污水流量和回流污泥量。

T_c要足够大，以保证足够的时间进行泥水分离以及污泥浓缩。传统活性污泥工艺二沉池名义停留时间一般在 2 ~3h 之间，实际停留时间往往取决于回流比的大小。

8）二沉池的水里表面负荷、固体表面负荷和出水堰溢流负荷。二沉池的水里表面负荷是指单位二沉池面积在单位时间内所能沉降分离的混合液流量，单位一般为 $m^3/(m^2 \cdot h)$，它是衡量二沉池固液分离能力的一个指标。对于一定的活性污泥来说，二沉池的水里表面负荷越小，固液分离的效果越好，二沉池出水越清澈。另外，控制水力表面负荷在多大值还取决于污泥的沉降性能，沉降性能良好的污泥即使水力表明负荷较大，也能得到较好的泥水分离效果。如果污泥沉降性能恶化，则必须降低水力表面负荷。水力表面负荷可以用 q_h表示，计算如下：

$$q_h = \frac{Q}{A_c} \tag{3-10}$$

式中，Q 为入流污水量；A_c为二沉池的表面积。

传统活性污泥工艺中，q_h一般不超过 1.2 $m^3/(m^2 \cdot h)$。

二沉池的固体表面负荷是指单位二沉池面积在单位时间内所能浓缩的混合液悬浮固体。单位一般为 $kg/(m^2 \cdot h)$。它是衡量二沉池污泥浓缩能力的一个指标。对于一定的活性污泥来说，二沉池的固体表面负荷越小，污泥在二沉池的浓缩效果越好，即二沉池排泥浓度越高。对于浓缩性能良好的活性污泥，即使二沉池的固体表面负荷较大，也能得到较高的排泥浓度。反之，如果活性污泥浓缩性能较差，则必须降低二沉池的固体表面负荷。固体表面负荷可用 q_s表示，计算如下：

$$q_s = \frac{(Q + Q_r) \cdot \mathrm{MLSS}}{A_c} \tag{3-11}$$

式中，Q 和 Q_r分别为入流污水量和回流污泥量；MLSS 为混合液污泥浓度；A_c为二沉池的面积。

传统活性污泥工艺的固体表面负荷最大不宜超过 150$kg/(m^2 \cdot h)$。

出水堰溢流负荷是指单位长度的出水堰板单位时间内溢流的污水量，单位为 $m^3/(m^2 \cdot h)$。出水堰溢流负荷不能太大，否则可导致出流不均匀，二沉池内发生短流，影响沉淀效果。另外，溢流负荷太大，还导致溢流流速太大，出水中易挟带污泥絮体。传统活性污泥工艺的二沉池堰板溢流负荷一般控制在 $5 \sim 10m^3/(m^2 \cdot h)$。

9）二沉池的泥位和污泥层厚度。二沉池的泥位是指泥水界面的水下深度，一般用 L_s 表示。如果泥位太高，即 L_s 太小，便增大了出水溢流漂泥的可能性，运行管理中一般控制恒定的泥位。

污泥层厚度一般用 H_s 表示。H_s 和 L_s 之和等于二沉池的水深。一般控制 H_s 不超过 L_s 的 1/3。

2. A/A/O 工艺介绍

相当多的污水处理厂在去除 BOD_5 和 SS 的同时，还要求脱氮并去除磷。此时，应采用 A/A/O 生物脱氮除磷工艺。

工艺原理及过程

A/A/O 生物脱氮除磷工艺是传统活性污泥工艺、生物硝化及反硝化工艺和生物除磷工艺的综合，其工艺流程图如图 3-56 所示。

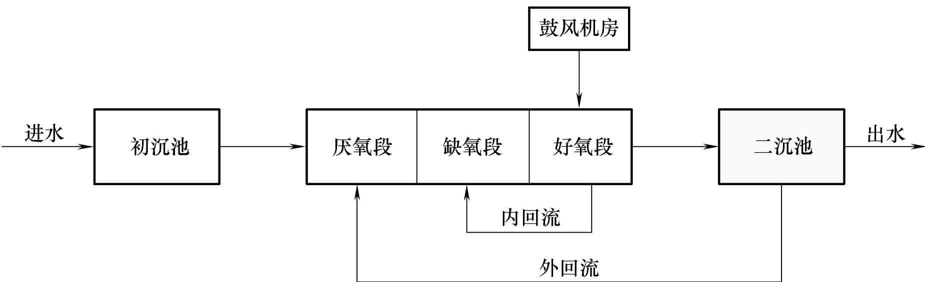


图 3-56　A/A/O 工艺流程图

A/A/O 工艺是由厌氧—缺氧—好氧组成的活性污泥法污水处理工艺。它在普通的二级处理工艺基础上引进厌氧段和缺氧段，采用内部污泥循环，是一种同时具有去除 BOD、COD、氮和磷的污水处理工艺，是传统活性污泥工艺、生物硝化及反硝化工艺和生物除磷工艺的综合。在该工艺流程内，BOD_5、SS 和以各种形式存在的氮和磷一并除去。A/A/O 脱氮除磷系统的活性污泥中，菌种主要由硝化菌、反硝化菌和积磷菌组成，专性厌氧和一般专性好氧菌等菌群均基本被工艺过程所淘汰。在好氧段中，硝化菌将进水中的氨氮及由有机氨氮转化成的氨氮，通过生物硝化作用，转化成硝酸盐；在缺氧段，反硝化细菌将内回流带入的硝酸盐通过生物硝化作用，转化成氮气逸入大气中，从而达到脱氮的目的，在厌氧段积磷菌释放磷，并吸收低级脂肪酸等易降解有机物；而在好氧段，积磷菌超量吸收磷，并通过剩余污泥的排放，达到去磷的目的。

在 A/A/O 工艺中，回流分为混合液回流（内回流）和污泥回流（外回流）。污泥回流是将污泥从二沉池带回厌氧池，其作用是向 A/A/O 系统提供活性污泥，保证主体反应区有一定量的活性污泥浓度，从而承担污染物去除的作用。混合液回流是从好氧段回流到缺氧段，如果混合液回流比偏小，缺氧池中硝酸盐不足，微生物的反硝化能力得不到充分的发

挥，系统脱氮效果差。在不同运行模式下，随着内回流比的增加，总氮去除率升高。若从脱氮的角度考虑，系统应该维持较高的内回流比。但从运行能耗的角度考虑，内回流比不宜太大。试验结果表明，内回流比为 2 是比较经济的，能满足氨氮负荷较低时系统脱氮的需要，也是工程设计中推荐采用的值。但为了稳定出水中氮的浓度，当进水氨氮负荷较高时，内回流比也应升高。在实际污水处理厂的运行中，污泥回流比一般在 60% ~100% 为宜，最低也应在 40% 以上，最高可达到 150% 。混合液回流比一般控制在 100% ~400% 。

A/A/O 脱氮除磷工艺的环境影响因素

污水的生物处理需要有机物的去除、脱氮、除磷三者综合，环境与参数的影响至关重要，有些参数甚至是相互矛盾的，比如，脱氮和除磷，因此使特定条件下的参数得到最大效益，是工艺参数追求的目标。

（1）温度

温度对活性污泥中的微生物具有较大的影响，一般来说，在一定的温度范围内，微生物的生长随着温度的升高而加速生长。但是在微生物适合生长温度范围内，也不是温度越高越有利，在温度较高时，细菌的代谢速度很快，胶体基质作为呼吸基质而消耗，使得污泥结构松散或解絮，吸附能力降低，并使出水飘泥，出水的 SS 升高，结果出水的 BOD 反而变差；同时温度升高还会使水体的溶解氧含量降低，从而影响处理效果；另外，保持污水在较高温度下运行，使得污水处理运行的能耗大量增加，整个处理过程的经济效益下降。

对于脱氮和除磷系统，在 15 ~35℃ 范围内脱氮过程随着温度升高而加快，当温度低于 15℃ 时，脱氮速度明显减慢，当温度低于 3℃ 时，脱氮甚至完全停止。而在积磷菌生长的温度范围内，对除磷效果影响并不十分明显，一般都能有较好的效果。

（2）pH 值

生物体内的生化反应都是在酶的作用下进行，酶的反应需要合适的 pH 值范围，因此酸碱度对活性污泥中细菌的代谢速度有很大的影响。另外，环境中 pH 值还能改变细胞表面电荷，从而影响它对营养的吸收。污水处理的实践表明，污水酸碱度以 pH 值保持在 6.0 ~9.0 之间比较适合，当 pH 值低于 6.0 的酸性环境或 pH 值高于 9.0 的碱性环境下，污水处理的效果就急剧下降；同时在不同的条件下训练的微生物，能够适应的酸碱度也不相同，如有的污水处理厂要求酸碱度保持在 pH 值 8.0 左右，而也有污水处理厂对活性污泥进行长期驯化以后，可以在 pH 值 9.0 左右下处理效果良好。

pH 值是活性污泥污水处理最重要的影响因素之一，微生物对 pH 值变化十分敏感，即使在其生长范围内的 pH 值的突然改变也会引起细菌活力的明显下降，即细菌对 pH 值改变的适应比对温度改变的适应过程要慢的多。在厌氧处理中，如果 pH 值超过下限时间过长，会导致甲烷菌失去活力而乙酸菌大量繁殖，引起系统“酸化”，严重时甚至不能恢复。

（3）营养物质

营养物质是指污泥中微生物所氧化、分解、利用的物质。活性污泥微生物的生长、繁殖和代谢等活动都离不开营养。在污水中的营养物质按照浓度的不同可产生以下三类情况：

1）充当营养成分；

2）对微生物产生抑制作用；

3）成为杀菌剂。例如，在污水中的酚，在低浓度时可以作为活性污泥中某些细菌的营养物质，当浓度达到 0.3% 时，将抑制这些细菌的活动，当浓度达到 1% 时，将成为杀菌剂，

在短时间内杀死这些细菌。

碳在污水中具有较高的含量，一般情况不会缺乏，但是在某些缺氧—好氧系统中在反硝化脱氮时，有时因为碳、氮比例较低使得脱氮时所需的碳源不足，抑制反硝化的进行。在微生物的生长环境中不但需要有机物、氮源还需要一定量的无机盐类，如 K、Mn、Mg、Ca、Fe、Co、Zn、Cu 等元素，但是所需要的含量甚微，一般的污水环境中都能满足。

总之，污水中的营养成分必须全面而且均衡，充分满足微生物的生长、繁殖和代谢等活动需要，才能具有较好的处理效果。

（4）毒物

对微生物具有抑制或杀害作用的物质称为毒物。在某些工艺污水中的重金属离子会与蛋白质结合，使蛋白质沉淀并使酶失活，从而使微生物中毒。此外，污水中的某些化学物质浓度超过一定的限度时，对细菌也有较强的毒害作用，如酚、氰。

（5）溶解氧

好氧性细菌进行有氧呼吸，只有在有氧的情况下才能进行生长和繁殖，硝化反应和有机物的氧化主要是在有氧情况下实现，溶解氧是好氧微生物的生长条件。活性污泥法污水处理中的曝气池是专门向好氧微生物提供氧，使得在池中的溶解氧保持在高浓度。因此，溶解氧是活性污泥法污水处理最重要的参数之一。而厌氧性细菌的生长不需要氧，在有氧情况下会产生过氧化物等有害物质，使它们的生长受到抑制，甚至死亡，如厌氧系统的甲烷细菌。所以在厌氧的处理过程中，溶解氧是有害物质。兼性细菌在有氧和缺氧的条件下都能生长，它们在有氧的情况下进行呼吸作用，同其它好氧微生物一样，进行有氧呼吸，将有机物分解成无机物；在缺氧条件下，利用有机物和硝酸根，进行无氧呼吸，发生反硝化反应，同时达到去碳和脱氮的目的。显然，此时溶解氧的浓度决定了生化反应的性质和处理效果。

3. 其它改进活性污泥法工艺

（1）A/O 工艺系统

A/O 工艺开创于 20 世纪 80 年代初，它将缺氧反硝化反应池置于该工艺之首，所以又称为前置反硝化生物脱氮工艺。这是目前实际工程中应用较多的一种较为简单实用的生物脱氮工艺。生物脱氮的基本原理是在传统的二级处理中将有机氮转化为氨氮的基础上，通过硝化和反硝化菌的作用，将氨氮转化为亚硝酸氮、硝态氮，再通过反硝化作用将硝化氮转化为氮气，从而达到从废水中脱氮的目的。在传统活性污泥法中，污水中的氮、磷的去除量，仅仅是由于微生物细胞合成而从污水中摄取的数量，因此其去除率低，氮为 20% ~40%，而A/O 工艺脱氮率一般可达到 70% ~80%。A/O 工艺示意图如图 3-57 所示。

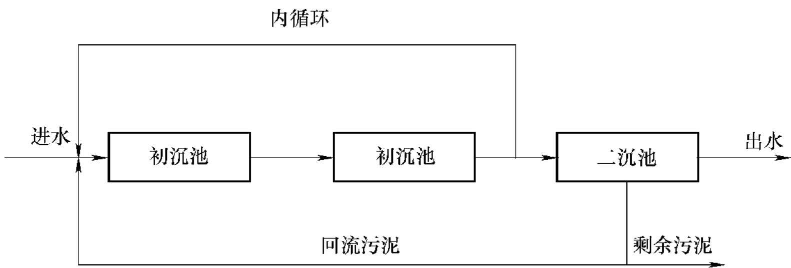


图 3-57　A/O 工艺示意图

（2）氧化沟工艺系统

氧化沟是活性污泥法的一种变形，它把连环式反应池作为生化反应器，混合液在其中连续循环流动。随着氧化沟技术的不断发展，氧化沟技术已远远超出最初的实践范围，具有多种多样的工艺参数、功能选择、构筑物形式和操作方式，如卡鲁塞尔 2000（Carrousel 2000）型氧化沟、三沟式（T 型）氧化沟、奥贝尔（Orbal）氧化沟、双沟 DE 型氧化沟等。氧化沟工艺的污水处理流程如图 3-58 所示。

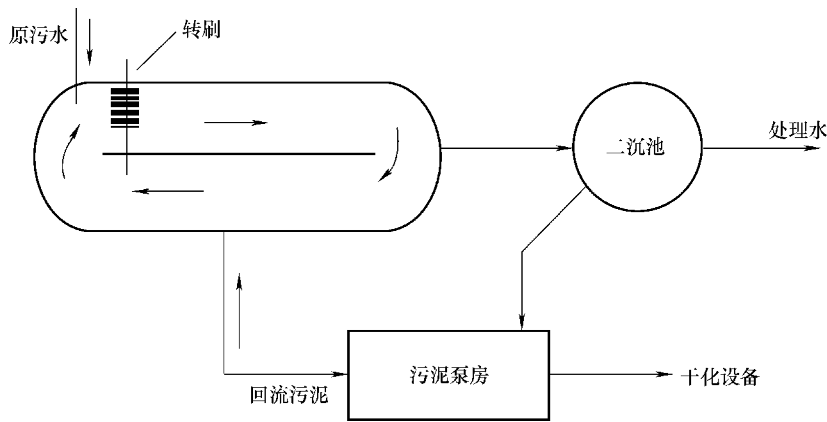


图 3-58　氧化沟工艺的污水处理流程

氧化沟的工艺特征如下：

1）氧化沟内有推流和完全混合两种流态，从氧化沟的水流混合特性来看既有完全混合式反应器的特点，也有推流式反应器特点，如果着眼于整个氧化沟，以整个水力停留时间为观察基础，可以认为氧化沟是一个完全混合反应器。废水一进入氧化沟，就被几十倍甚至上百倍的循环混合液所稀释。因此，氧化沟可以按完全混合生化反应器动力学公式进行设计。从另一方面看，废水从排出口下游进入氧化沟，必须至少经过一次循环才能排出去，废水在闭合渠道循环一次的时间很短，通常 5～20min。如果以废水在氧化沟中循环一次作为观察基础，氧化沟又表现出推流式反应器的特征。

2）氧化沟内有明显的溶解氧梯度

曝气装置在氧化沟中的布置特点也使氧化沟中溶解氧浓度呈现分区变化，在氧化沟内，溶解氧浓度在远离曝气装置的某一点会减少到零，使氧化沟某一段出现缺氧区，在氧化沟内存在着明显的溶解氧梯度。利用溶解氧在沟中浓度的变化及存在好氧区、缺氧区和厌氧区的特征，氧化沟工艺可以在同一构筑物中实现含碳有机物和氮磷的去除。

3）用氧化沟工艺可以不设初沉池。由于氧化沟采用的泥龄通常很长，有机负荷一般低于 0.1kgBOD/(kgMLSS·d)，属于延时曝气法之列。废弃污泥量少于一般活性污泥法，并且得到一定程度的好氧稳定，污泥出路合适时不再需要进行污泥硝化处理。

现代氧化沟工艺具有运行灵活、处理效果好、脱氮效果好、污泥稳定程度高等工艺特点。如交替式氧化沟工艺通过将 2～3 条既联系又相对独立的单沟组合起来，通过改变氧化沟和操作方式，设置了相对独立的缺氧区与好氧区，形成 A/O 和 A/A/O 的工艺环境，不仅可达到去除 BOD、SS 的目的。而且可达到生物脱氮除磷的目的。从目前国内氧化沟的应用

来看，其突出的工艺优点是基建费用低、操作简单、运行稳定和易于维护管理，剩余污泥量少而且稳定，处理效果稳定可靠。

（3）AB 法

AB 工艺即吸附-生物降解工艺，是为解决传统的二级生物处理法（初沉池 + 活性污泥曝气池）存在着去除难降解有机物和脱氮除磷效率低以及投资运行费用高等问题。AB 工艺与传统活性污泥法不同之处在于，它不设初沉池，由 A、B 两段组成，A 段污泥负荷很高，主要进行吸附去除，B 段进行生物降解。两段相互独立，各自拥有自己的污泥回流系统，培养适合本段水质特征的微生物群。AB 法污水处理工艺的一般流程如图 3-59 所示。

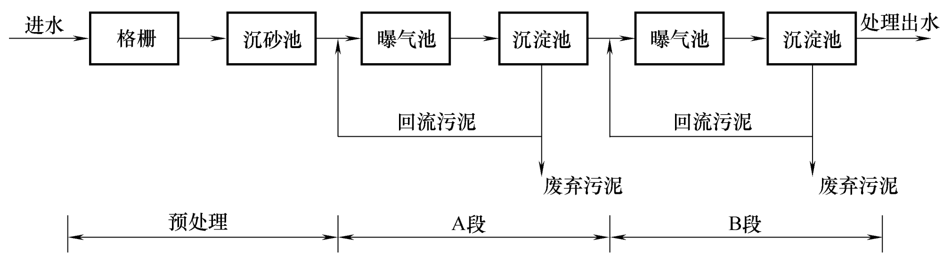


图 3-59　AB 法工艺流程图

A 段细菌数量多，主要是通过物理化学作用为主导的吸附来去除有机物，氧化去除在本阶段是次要方式，因此对进水水质水量、pH 值及毒物等具有很强的适应性，为其后的 B 段创造了一个良好的进水条件。A 段按照取出要求，可以好氧或缺氧的方式运行。B 段接受 A 段的处理水，水质水量比较稳定，冲击负荷已不再影响 B 段，在 B 段处理过程中，通过生物降解氧化的方式去除有机物。与传统活性污泥法相比，B 段还可以实现较好的硝化效果，这主要取决于两个原因：首先 B 段的污泥龄长，适合硝化细菌的生长；此外，B 段的有机负荷较低，增大了 B 段硝化菌在活性污泥中的总量，并且硝化菌对氧的竞争处于比较有利的地位，提高了硝化速度，为 B 段的硝化创造了有利条件。

AB 工艺的局限性主要有两方面，一方面是 A 段负荷效率高，去除污染物主要是靠活性污泥的初期吸附作用，污泥龄短，这也就造成了 A 段的剩余污泥量较大，使污泥处理、处置的难度增加。另一方面 AB 工艺最大的局限性是其脱氮除磷效果差，常规 AB 工艺的总氮去除率约为 30% ~40%，虽较传统一段活性污泥法有所提高，但尚不能满足防止水体富营养化的要求。这是由于 AB 工艺中不存在缺氧段以及内回流，所以无法进行反硝化，不具备深度脱氮功能。AB 法中对磷的去除效率也很低，基本是通过微生物的新陈代谢和部分絮凝吸附作用实现的。另外一个原因是 B 段碳源不足，也影响 B 段的脱氮除磷效果。

（4）SBR 法污水处理工艺

间歇式活性（Sequencing Batch Reactor，SBR）法又被称作序列间歇式（或序列式）活性污泥法，是活性污泥法初创时期充排水式反应器的复兴与改进。它具有工艺结构与形式简单、处理效果好、运行方式灵活多变、空间上完全混合、时间上理想推流、占地面积少和不易发生污泥膨胀等优点。与传统污水处理工艺不同，SBR 工艺采用时间分割的操作方式代替空间分割的操作方式，非稳态生化反应代替稳态生化反应，静置理想沉淀替代传统的动态沉淀。正是这些特殊性使 SBR 工艺具有以下特点：

1）属非稳态反应，反应速度快，不同处理阶段可以提供给各种菌种需要的新陈代谢环境；

2）静置沉淀，沉淀效果好；

3）集曝气、沉淀与于一体，不需另外设置初沉池、二沉池等建筑物，大大节省了占地面积，降低了基建费用；

4）无需混合液回流，降低了动力消耗。

SBR 工艺的基本流程：

SBR 的操作过程主要由进水、反应、沉淀、出水和闲置 5 个阶段组成。从污水进入到待机时间结束作为一个周期。在一个周期内，所有的操作都在 SBR 反应池中进行，反应池中有曝气装置和搅拌装置。典型的 SBR 工作流程如图 3-60 所示。

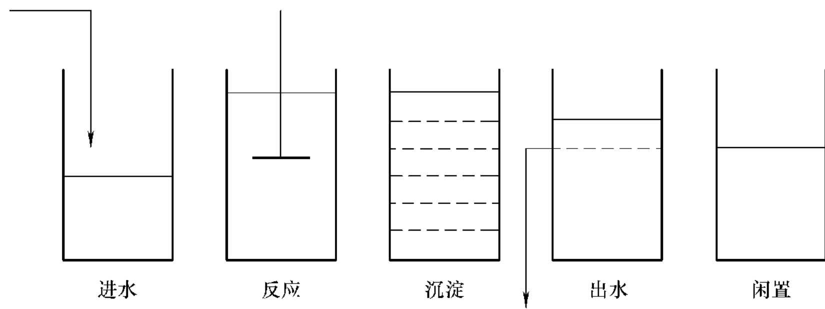


图 3-60　SBR 工艺流程图

SBR 典型运行方式：

1）进水工序。进水工序是反应池接纳污水的过程。在污水注入之前，反应器处于前一个周期的排水或闲置状态，处理后的废水已经排放，反应器内残存着高浓度的活性污泥混合液。污水注满后进行反应，从这个意义上说，反应器起到调节池的作用，因此，反应器对水质、水量的变动有一定的适应性。

2）反应工序。这是本工艺最主要的一道工序，当废水注入达到预定容积后，进行曝气或搅拌，以达到处理目的（如去除 BOD、硝化、脱氮除磷）。如通过好氧反应（曝气）进行氧化、硝化，再通过厌氧反应（搅拌）来脱氮。在本工序的后期，进入下一步沉淀工艺之前，要进行短暂的微量曝气，以吹脱污泥近旁的气泡或氮，保证沉淀过程的正常进行。

3）沉淀工序。停止曝气和搅拌，使混合液处于静止状态，活性污泥与水分离。由于是静止沉淀，沉淀效果一般较好。本工序相当于活性污泥法连续系统的二次沉淀池。

4）排水工序。经过沉淀后产生的上清液，作为处理水排放。一直到最低水位，在反应器底部的大部分活性污泥作为下个周期使用的泥种。过剩的污泥引出排放，反应器中剩余的处理水可在下个周期起到稀释作用。

5）闲置工序。也称待机工序，即在处理水排放后，反应器处于停滞状态，等待下一个操作周期开始的阶段。

SBR 污水处理工艺特点

1）工艺简单、节省费用：原则上 SBR 法的主体工艺设备，只有一个间歇反应器。它与普通活性污泥法工艺流程相比，不需要二次沉淀池、回流污泥及其设备，一般情况下不必设

调节池，多数情况下可省去初次沉淀池。此外，采用 SBR 法工艺的污水处理系统还有布置紧凑、节省占地面积的优点。

2）理想的推流过程使生化反应推力大、效率高：这是 SBR 法最大的优点之一。SBR 法反应器中的底物和微生物浓度是变化的，而且不连续。因此，它的运行是典型的非稳定状态。而在其连续曝气的反应阶段，也属非稳定状态，但其底物和微生物浓度的变化是连续的。这期间，虽然反应器内的混合液呈完全混合状态，但是其底物与微生物浓度的变化在时间上是一个推流过程，并且呈现出理想的推流状态。在连续流反应器中，有完全混合式与推流式两种极端的流态。在连续流完全混合式曝气池中的底物浓度等于出水底物浓度，底物流入曝气池的速度即为底物降解速率。根据生化反应动力学，由于曝气池中的底物浓度很低，其生化反应推动力很小，反应速率与去除有机物效率都低。在理想的推流式曝气池中，污水与回流污泥形成的混合液从池首端进入，呈推流状态沿曝气池流动，至池末端流出，此间在曝气池的各断面上只有横向混合，不存在纵向的“返混”。作为生化反应推动力的底物浓度，从进水的最高逐渐降解至出水时的最低浓度，整个反应过程底物浓度没被稀释，尽可能地保持了最大的推动力。完全混合式曝气池所需要的水力停留时间或有效容积，一般要比间歇反应器相应的大 3 倍。

3）运行方式灵活，脱氮除磷效果好：SBR 法为了不同的净化目的，可以通过不同的控制手段，灵活地运行。由于在时间上的灵活控制，为其实现脱氮除磷提供了极有利的条件。它不仅很容易实现好氧、缺氧与厌氧状态交替的环境条件，而且很容易在好氧条件下增大曝气量、反应时间与污泥龄，来强化硝化反应与脱磷菌过量摄取磷过程的顺利完成；也可以在缺氧条件下方便地投加原污水（或甲醇等）或提高污泥浓度等方式，提供有机碳源作为电子供体使反硝化过程更快地完成；还可以在进水阶段通过搅拌维持厌氧状态，促进脱磷菌充分地释放磷。

4）防止污泥膨胀：污泥膨胀多为丝状性膨胀，在活性污泥法中间歇式最不易发生膨胀，完全混合式最容易引起膨胀。按照发生膨胀难易程度的排列顺序是：间歇式、传统推流式、阶段曝气式和完全混合式，同时发现其降解有机物（对易降解污水）速率或效率的高低，也遵循这个排列顺序。SBR 法能有效地控制丝状菌的过量繁殖，可从五个方面说明。

① 底物浓度梯度大（也是 F/M 梯度），是控制膨胀的重要因素。完全混合式基本没有梯度，非常易膨胀；推流式曝气池的梯度较大，不易膨胀；而 SBR 法反应阶段在时间上的理想推流状态，使 F/M 梯度也达到理想的最大，因此，它比普通推流式还不易膨胀。

② 缺氧好氧状态并存。绝大多数丝状菌，如球衣菌属等都是专性好氧菌，而活性污泥中的细菌有半数以上是兼性菌。与普通活性污泥法不同的是，SBR 法中进水与反应阶段的缺氧（或厌氧）与好氧状态的交替，能抑制专性好氧丝状菌的过量繁殖，而对多数微生物不会产生不利影响。

③ 反应器中底物浓度较大。丝状菌比絮凝菌胶团的表面积大，摄取低浓度底物的能力强，所以在底物浓度低的环境中（如完全混合式曝气池）往往占优势。在 SBR 法的整个反应阶段，不仅底物浓度较高、梯度也大，只有在反应进入沉淀阶段前夕，其底物浓度才与完全混合式曝气池的相同。所以说 SBR 法没有利于丝状菌竞争的环境。

④ 泥龄短、比增长速率大。般丝状菌的比增长速率比其它细菌小，在稳定状态下，污泥龄的倒数数值等于污泥比增长速率，故污泥龄长的完全混合法易于繁殖丝状菌。由于 SBR

法具有理想推流状态与快速降解有机物的特点，使它在污泥龄短的条件下就能满足出水质量要求，而污泥龄短又使剩余污泥的排放速率大于丝状菌的增长速率，丝状菌无法大量繁殖。

⑤ 耐冲击负荷、处理能力强。完全混合式曝气池比推流式曝气池的耐冲击负荷以及处理有毒或高浓度有机废水的能力强。SBR 法虽然对于时间来说是一个理想的推流过程，但是就反应器本身的混合状态仍属典型的完全混合式，因此具有耐冲击负荷和反应推动力大的优点。而且由于 SBR 法在沉淀阶段属于静止沉淀，加之污泥沉降性能好与不需要污泥回流，进而使反应器中维持较高的 MLSS 浓度。在同样条件下，较高的 MLSS 浓度能降低 F/M 值，显然具有更强的耐冲击负荷和处理有毒或高浓度有机废水的能力。

选择城市污水处理工艺应考虑投资、运行成本、占地以及工艺效果等因素。从处理效果上讲，通常活性污泥法的处理效率较高，生物膜法则较低。对于处理能力为 20 万 m^3/天以上的大型城市污水处理厂而言，一般的优选工艺是传统活性污泥法及其改进型的 A/O 法、A/A/O 法。虽然传统活性污泥法及其改进型的 A/O 法、A/A/O 法工艺的基建投资比氧化沟和 SBR 工艺高，但随着规模的增大，氧化沟和 SBR 的基建投资费也成倍增加，而传统活性污泥法及其改进型的 A/O 法、A/A/O 法的投资则以较小的比例增加，两者的差距越来越小。当污水处理厂达到一定规模时，传统活性污泥法及其改进型的 A/O 法、A/A/O 法的投资比氧化沟和 SBR 还省，所以污水厂规模越大，传统活性污泥法及其改进型的 A/O 法、A/A/O法的优势就越大。除此之外常规活性污泥法、A/O 法、A/A/O 法处理单元多，操作管理复杂，特别是污泥厌氧消化要求高水平的管理，消化过程产生的沼气是可燃易爆气体，更要求安全操作，这些都增加了管理的难度，不适合中小型污水处理厂采用。对于 10 万 m^3/天以下的中小型污水处理厂，采用氧化沟和 SBR 工艺比较经济。而且氧化沟和 SBR 工艺的抗冲击负荷能力比常规活性污泥法好得多，这对于水质水量变化剧烈的中小型污水厂很有利。SBR 法和氧化沟工艺相比，从基建投资看，SBR 工艺是合建式，一般情况下征地费和土建费较氧化沟低，而设备费较氧化沟高，总造价的高低则要视具体情况而定。另外 SBR 工艺是静态沉淀，氧化沟工艺是动态沉淀，因此 SBR 的沉淀效率更高，出水水质更好。AB 工艺在国内应用不多，因为 AB 工艺产泥量较大，污泥处置问题是 AB 工艺推广应用的主要障碍。

4. LCS2 系统现场配置方案

LCS2 控制站设在鼓风机房变电站内，I/O 容量为 DI = 160、DO = 64、AI = 16、AO = 16。LCS2 带 6 个远程 I/O 子站（RIO211、RIO212、RIO221、RIO222、RIO231 和 RIO232），每个 I/O 子站 IO 容量为 DI = 320、DO = 96、AI = 32、AO = 16。本控制站的覆盖区域为：鼓风机房、初沉池、生物池。其中 LCS2 主站控制和采集鼓风机和内回流泵信号；6 个远程 I/O 子站控制和采集初沉池和生物池设备信号。

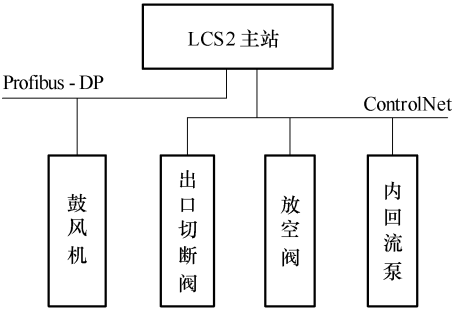


图 3-61　LCS2 主站设备示意图

LCS2 主站所控制的设备如图 3-61 所示。其中鼓风机的现场控制器通过 Profibus-DP 网络与 LCS2

主站通信。

LCS2 六个远程 I/O 子站所控制的设备相同，以 1#远程 I/O 子站为例，如图 3-62 所示。

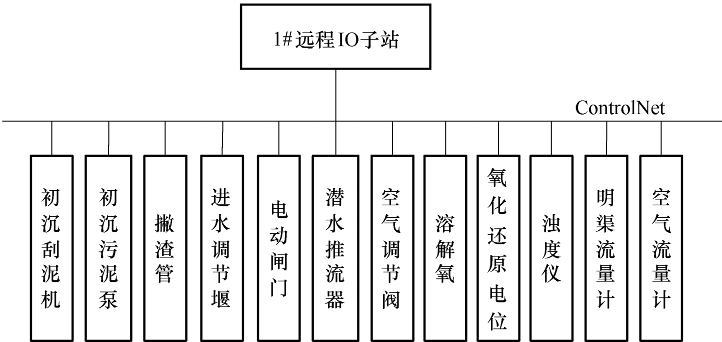


图 3-62　1#远程 IO 子站设备示意图

LCS2 由一个主例程和五个子例程组成，分别为 internal_return_sludge_pump（内回流泵）、primary_sludge_pump（初沉污泥泵）、skimmer（撇渣管）、suction_dredger（初沉刮泥机）、underwater_propeller（潜水推流器）。程序结构如图 3-63 所示。主例程由跳转到各子例程的 JSR 指令组成。

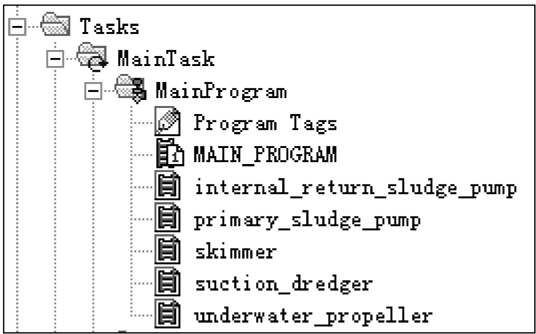


图 3-63　LCS2 站程序结构

3.4.2　生物池的控制

杭州七格污水处理厂三期工程建设了三座 A/A/O 生物反应池，每座生物反应池分为两组，3×2 组生物反应池的每组作为一个运行单体，由现场 PLC 分控站（LCS2）下挂一个远程 I/O 站，来负责该组生物反应池的设备控制和自动化运行控制。每组生物反应池按依次顺序由厌氧段、缺氧段、好氧段三个区域组成。每组生物池设置 3 个进水调节堰，3 个电动闸板，16 个潜水推流器，4 个内回流泵和 3 个空气调节阀门。

1. 进水调节堰的控制

根据生物池的容积设定调节堰开度，PLC 采集进水调节堰全开、全关、故障和开度反馈信号，见表 3-5。

表 3-5　进水调节堰信号表

标签名称	标签别名	数据类型	描　　述
S1_IAW1_CLOSE	LCS2_R1_1:3:I. Data. 20	BOOL	1#生物池进水调节堰 1 全关
S1_IAW1_FAULT	LCS2_R1_1:3:I. Data. 21	BOOL	1#生物池进水调节堰 1 故障
S1_IAW1_OPEN	LCS2_R1_1:3:I. Data. 19	BOOL	1#生物池进水调节堰 1 全开
S1_IAW1_KD	LCS2_R1_1:8:I. Ch0Data	REAL	1#生物池进水调节堰 1 开度反馈
S1_IAW1_SET	LCS2_R1_1:9:O. Ch0Data	REAL	1#生物池进水调节堰 1 开度设定

2. 电动渠道闸门

电动渠道闸门为“就地”控制，PLC 仅采集其状态信号，不进行远程控制。

采集的状态信号如表 3-6 所示。

表 3-6　电动闸板信号表

标签名称	标签别名	数据类型	描　　述
S1_EG1_CLOSE	LCS2_R1_1:4:I. Data. 22	BOOL	1#生物池电动闸板 1 关闭
S1_EG1_FAULT	LCS2_R1_1:4:I. Data. 21	BOOL	1#生物池电动闸板 1 故障
S1_EG1_OPEN	LCS2_R1_1:4:I. Data. 19	BOOL	1#生物池电动闸板 1 开启

3. 内回流泵和潜水推流器的控制

潜水推流器可以由“就地”控制，也可以“远程”控制。潜水推流器在正常情况下连续工作。潜水推流器数量较多，控制方式与内回流泵相同。

混合液内回流比的调节控制是整个系统控制的重要环节，通过设置最佳的内回流比有利于充分利用硝酸盐在反硝化过程中置换出的氧，这样可消耗进水污水中的碳源 C，去除 BOD，从而节省好氧段的曝气量，降低能耗。另外，最佳的内回流比还可消耗在硝化过程中产生的氢离子，产生大量的碱度，从而有利于生物反应池中硝化反应过程的进行；同时，还可防止二沉池硝酸盐浓度过高，反硝化后氮气逐出，从而影响沉降效果。

每一组生物反应池的混合液内回流量通过调节 4 台（3 用 1 备）潜水轴流泵投入运行台数来控制。

控制思想：根据进水 TN（总氮）的含量，调节内回流比，一般控制在 100% ~200% 之间时脱氮效率最佳。利用缺氧段设置的氧化还原电位（ORP）在线检测仪表，通过监测 ORP 值来观察。发现缺氧段 ORP 值升高，说明内回流带入的 DO 太多，在缺氧段应控制 ORP 值在 -100mV，在调试过程中总结最佳内回流比。

混合液内回流泵可由“就地”控制，也可以“远程单动”，频率设定由现场 MCC 柜内变频器手动设定。

内回流泵和潜水推流器控制模式流程图及创建的 AOI 指令可参考刮泥机的 PUMP_CONTROL（泵控制）AOI 指令。

4. 电动空气调节阀门的控制

电动空气调节阀可由“就地”调节，也可以通过“远程手动”或“远程自动”的方式调节。在自动调节状态下，根据对应廊道的溶解氧值并参考空气流量值进行调节，确保在满足空气量的前提下最节能。

现场手动调节：将调节阀本体上的远程、就地选择开关选择在“就地”，通过本体上的增减按钮来调节阀门的开度；

远程手动调节：将调节阀本体上的远程、就地选择开关选择在“远程”，在上位调节阀操作画面上将“手动/自动”按钮置为“手动”状态，此时可以通过“开度手动设定”键来设定调节阀的开度，同时在“开度输出”框内显示开度的输出值，在“设备状态”表内显示阀门的实际开度反馈值，通过手动调节阀门开度来调节生物池好氧区的氧气含量 DO 值。

电动空气调节阀门数量较多，可编写 VALVE_CONTROL（阀门控制）AOI 指令。

输入输出参数如图 3-64 所示。

Name	Usage	Data Type	Default	Style	Re	Vis	Description
EnableIn	Input	BOOL	1	Decimal	☐	☐	Enable Input - System D...
EnableOut	Output	BOOL	0	Decimal	☐	☐	Enable Output - System ...
V_OPENED	Input	BOOL	0	Decimal	☑	☑	打开状态
V_CLOSED	Input	BOOL	0	Decimal	☑	☑	关闭状态
V_FAULT	Input	BOOL	0	Decimal	☑	☑	故障
V_REMOTE	Input	BOOL	0	Decimal	☑	☑	远程
V_OPEN_REL	Output	BOOL	0	Decimal	☑	☑	打开位
V_CLOSE_REL	Output	BOOL	0	Decimal	☑	☑	关闭位
V_OPEN	Input	BOOL	0	Decimal	☑	☑	打开命令
V_CLOSE	Input	BOOL	0	Decimal	☑	☑	关闭命令 打开命令
RESET	Input	BOOL	0	Decimal	☑	☑	复位命令
V_OVERTIME	Output	BOOL	0	Decimal	☑	☑	超时
⊞-times	InOut	TIMER			☑	☑	
V_AUTO	InOut	BOOL		Decimal	☑	☑	自动模式
M_RUN	Input	BOOL	0	Decimal	☑	☑	手动命令

图 3-64　VALVE_CONTROL 输入输出参数

VALVE_CONTROL 的内部逻辑流程图如图 3-65 所示。

在 VALVE_CONTROL 中嵌入 P_Mode 指令，进行手动模式和自动模式的选择。如图3-66 所示。

在远程条件下，分别通过手动模式和自动模式使空气调节阀打开位置位。如图 3-67 所示。

在远程条件下，分别通过手动模式和自动模式使空气调节阀关闭位置位。如图 3-68 所示。

如果打开位（关闭位）置位超过一定时间，仍然没有打开（关闭）状态反馈，则触发超时位。如图 3-69 所示。

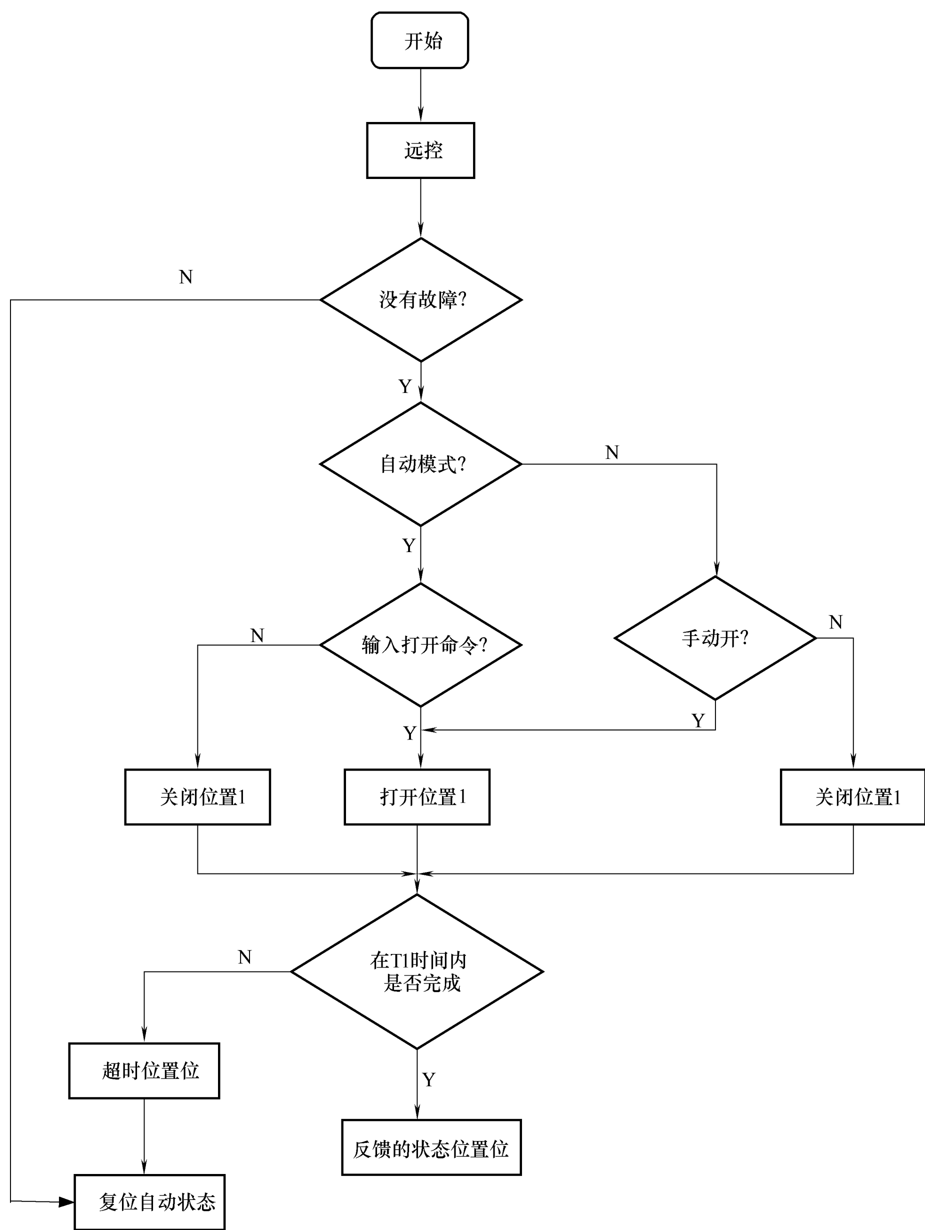


图 3-65　VALVE_CONTROL 的内部逻辑流程图

在非远程、超时和故障的条件下，复位自动模式位，只能通过手动模式控制空气调节阀门。如图 3-70 所示。

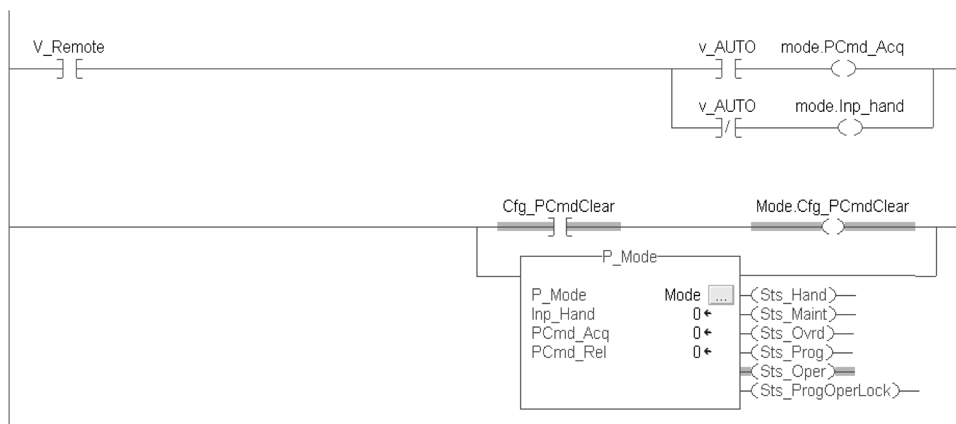


图 3-66　控制空气调节阀模式选择

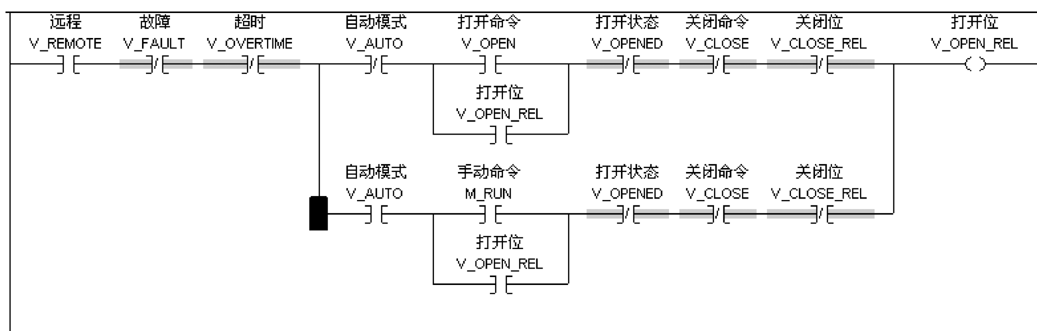


图 3-67　控制空气调节阀门打开程序

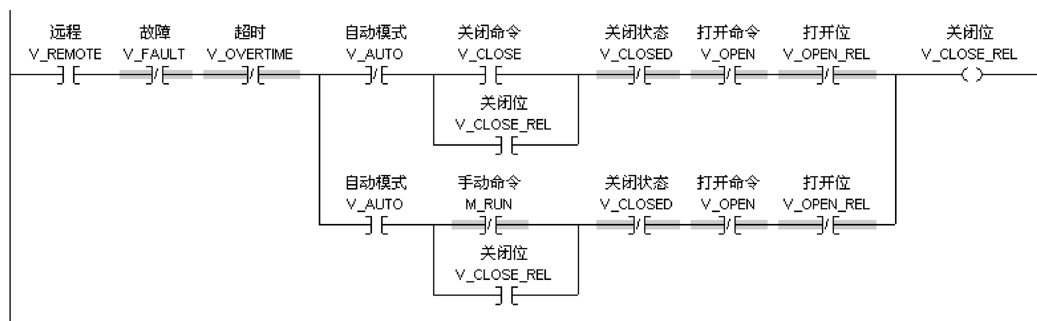


图 3-68　控制空气调节阀门关闭程序

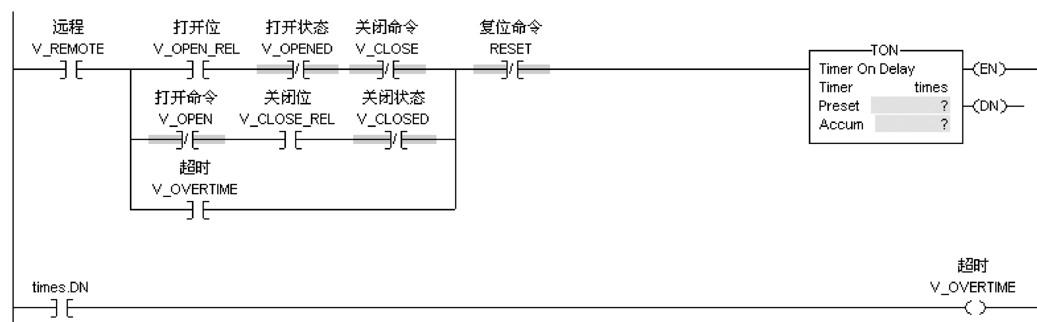


图 3-69　超时程序



图 3-70　复位自动模式程序

3.4.3　P_Mode 和 P_VSD 的应用

1. P_Mode 指令的使用

在实际工程应用中，同一个设备往往需要在多种模式下进行控制，例如设备可以由操作员通过 HMI 面板控制，可以由编辑好的 PLC 程序进行控制，可以通过手动模式控制，可以在维修的情况下模拟控制，可以在忽略联锁和允许的条件下控制等等。为此，罗克韦尔自动化将常用的控制模式封装起来做成 P_Mode AOI 指令，用户可以在具体应用中直接调用该指令块，或者在其它 AOI 指令中嵌套 P_Mode 指令，非常方便。下面将详细介绍 P_Mode指令。

P_Mode 提供的控制模式有五种，分别为 Operator（操作员）模式、Program（程序）模式、Override（超驰）模式、Maintenance（维修）模式、Hand（手动）模式。各种模式的描述见表 3-7。

表 3-7　P_Mode 模式表

模　　式	描　　述
Operator	操作员通过 HMI 面板控制设备
Program	通过程序逻辑控制现场设备
Override	出现异常状态下，忽略联锁和允许来控制某一设备
Maintenance	维修人员模拟仿真控制设备，用于设备的调试和维修
Hand	手动模式，通过现场硬接线控制设备

用户可以根据实际需要实现不同模式的切换，为此该指令块已经将五种模式的优先级设置完成。优先级由高到低分别为 Hand（手动）模式、Maintenance（维修）模式、Override（超驰）模式、Program（程序）模式和 Operator（操作员）模式，其中程序模式和操作员模式处于同一优先级，所以 P_Mode 指令为 Program（程序）模式和 Operator（操作员）模式提供了锁存功能，即当 Program（程序）模式被锁存后将不能自动切换到 Operator（操作员）模式，反之亦然。流程如图 3-71 所示。

对于 Hand（手动）模式，当 Inp_Hand = 1 为外部输入请求手动模式，Sts_Hand = 1 为当前的模式状态为手动模式。Override（超驰）模式和 Maintenance（维修）模式亦然。

P_Mode 指令的内部逻辑包括外部输入模式命令使模式中间变量置位，从而选择相应的模式，对于程序模式和操作员模式，还包括模式的锁存和解锁。下面以程序模式为例，说明 P_Mode 指令的内部逻辑。如图 3-72所示，PCmd_Acq 为请求程序模式命令。当发出请求命令时，置位程序模式的中间变量。PCmd_Rel 为释放程序模式命令，当发出释放命令时，复位程序模式的中间变量。请求和释放程序模式必须在操作员模式没有被锁存的条件下才能完成。其它模式的选择同理。

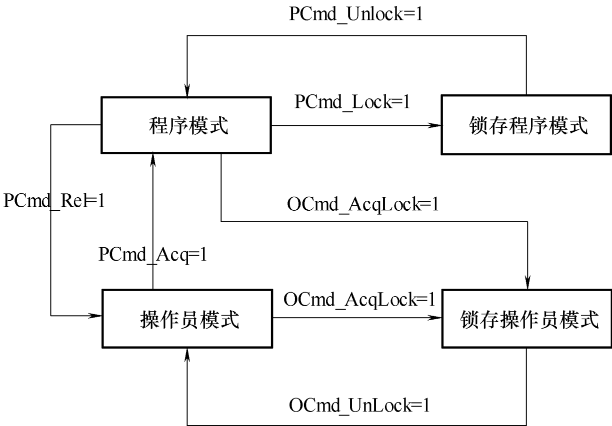


图 3-71　程序和操作员模式转换流程图

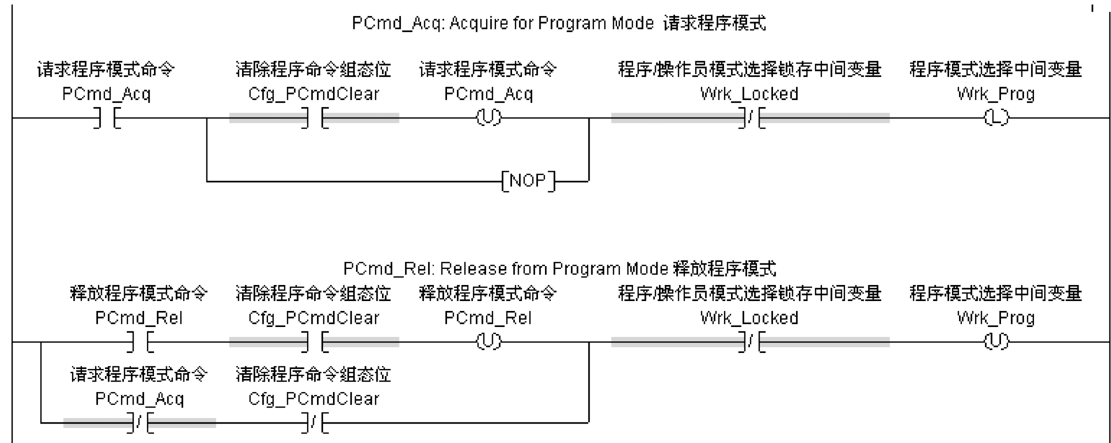


图 3-72　请求和释放程序模式

对于 Hand 和 Override 模式，当发出模式输入命令后，触发模式状态位。对于 Maintenance、Program 和 Operator，当中间变量被置位时，触发模式状态位。如图 3-73 所示，可以明显看出模式的优先级。Hand 优先级最高，Program 和 Operator 优先级最低。

对于 Program 模式和 Operator 模式，由于两者处于同一优先级，P_Mode 指令提供了锁存和解锁的功能。图 3-74 以程序模式为例，当选择该模式时，发出锁存和解锁模式命令，置位和复位锁存的程序模式中间变量。需要注意的是，当程序模式的中间变量被锁存时，即使发出请求操作员模式命令，也不能切换到操作员模式。必须将程序模式解锁后才可以切换。

2. P_VSD 指令的使用

P_VSD 变速驱动 AOI 指令是通过使用变频器（交流变频或直流），使其工作在不同的模式下，来调节电动机的转速，并监测故障状态信息。该变频器可以是交流（变频）或直流的，可以通过控制网络或者硬接线形式的模拟量或数字量 I/O 与电动机相连。P_VSD 指令可以应用在所有的 AB 公司变频器，同时也可以应用在其它调速产品，通过数字量 I/O，实

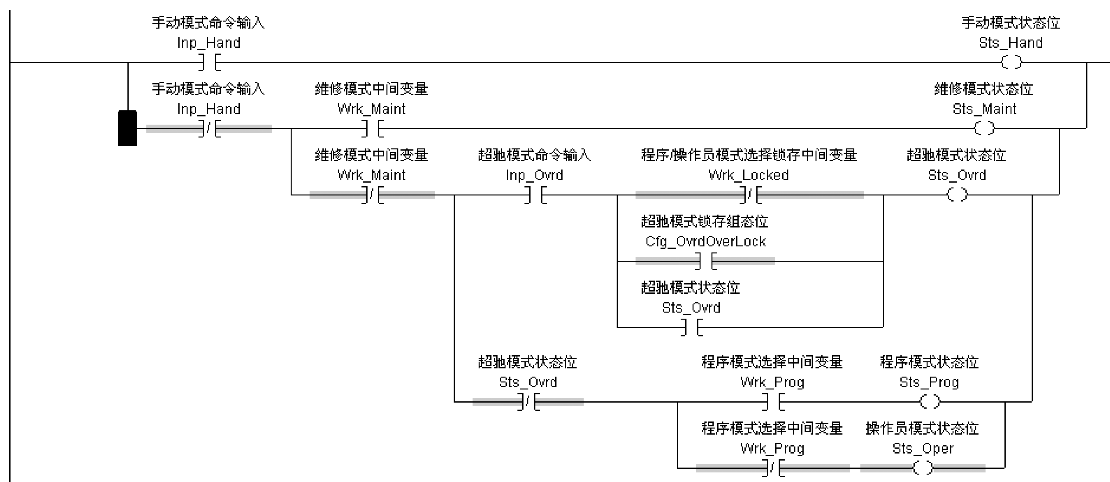


图 3-73　模式状态选择程序

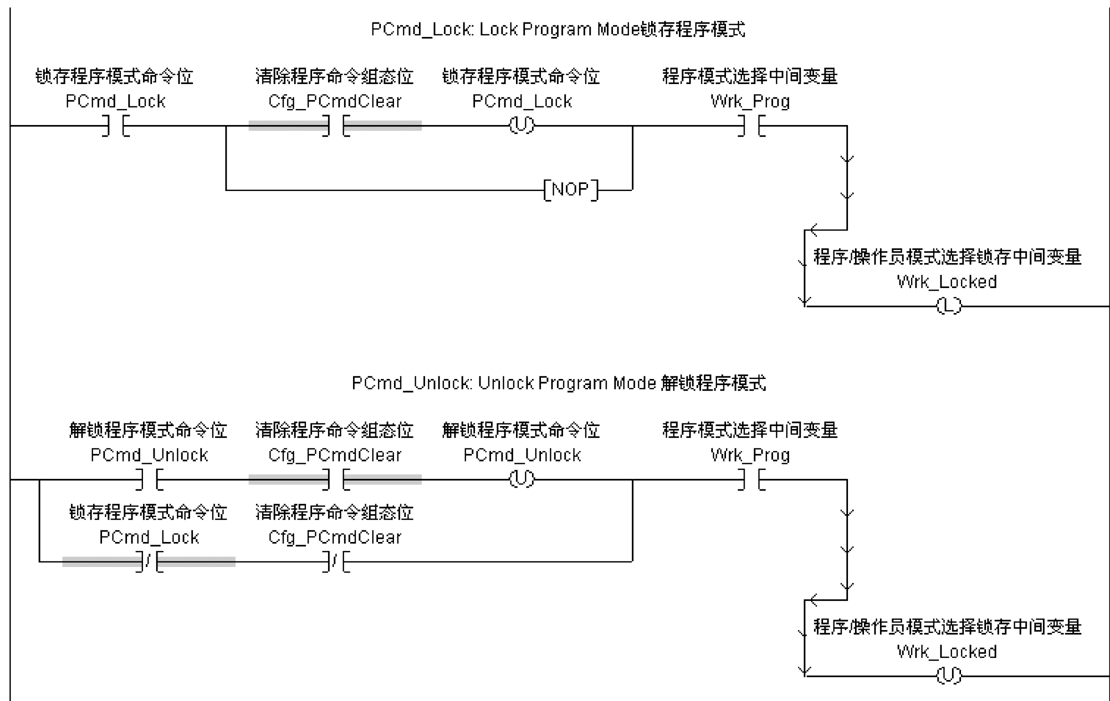


图 3-74　锁存和解锁程序模式

现如起、停、运行信号或者模拟量 I/O，如转速给定或者转速反馈。需要注意的是 P_VSD 适应于连续的转速调节，而不是选择多个离散的转速。

P_VSD 具有以下功能：

1）嵌入 P_Mode 指令，有多种模式可供选择。

2）具有起动停止变频器和电动机的能力，控制变频器速度（通过转速给定），通过监视变频器运行状态和转速反馈来确认变频器是否处于运行或者停止状态。

3）提供报警和急停信号，当变频器没有正常启动、停止或者在一定的响应时间内，反馈没有跟随给定命令。

4）可对速度参考值进行工程单位的整定。提供变频器转速反馈值从变频器单位到用户单位（工程单位）的整定。

5）读取变频器状态信息并显示故障代码，显示变频器加速、减速、达速和报警状态，提供正转反转命令，显示实际的旋转方向。

6）在允许变频器启动的条件下提供允许（可被旁路或者不可旁路的允许），在不允许变频器起动或必须停止变频器的情况下提供联锁。当联锁产生变频器停止时产生报警。提供维修模式可旁路掉（可以被旁路的）允许和联锁。

7）监测 IO 故障输入，当 IO 故障时，停止变频器。

使用 P_VSD 指令需要 16 及以上版本的 RSLogix 5000 软件及 Logix 系列控制器和 5. 0 及以上的版本 Factory Talk View SE。

P_VSD 指令中嵌入了 P_Mode 指令，图 3-75 以程序模式为例，当外部输入请求程序模式命令时，会置位 P_Mode 指令中的 Mode. PCmd_Acq，从而选择 P_Mode 指令中的程序模式。当外部输入要求释放程序模式时，置位 P_Mode 指令中释放命令位 Mode. PCmd_Rel，切换为操作员模式。

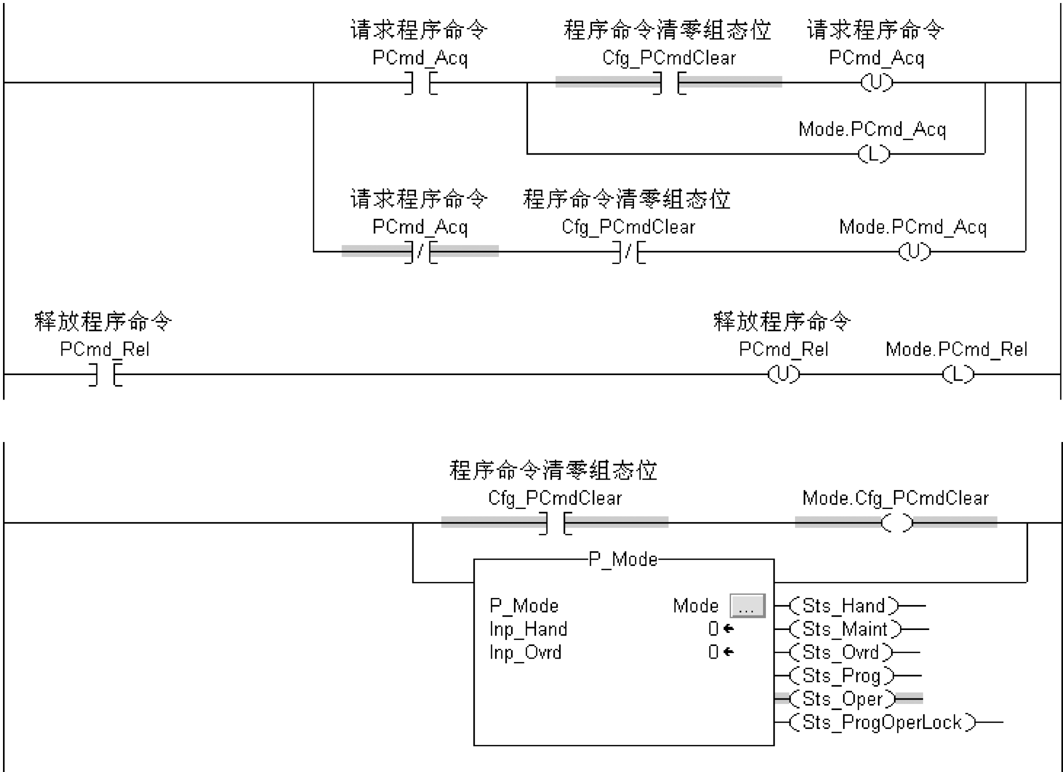


图 3-75　模式选择程序

P_VSD 指令可以通过变频器控制电动机起动、停止、点动、正转、反转、加速、减速和转速调节，用途非常广泛。图 3-76 所示为 P_VSD 实现反转的内部逻辑流程图。

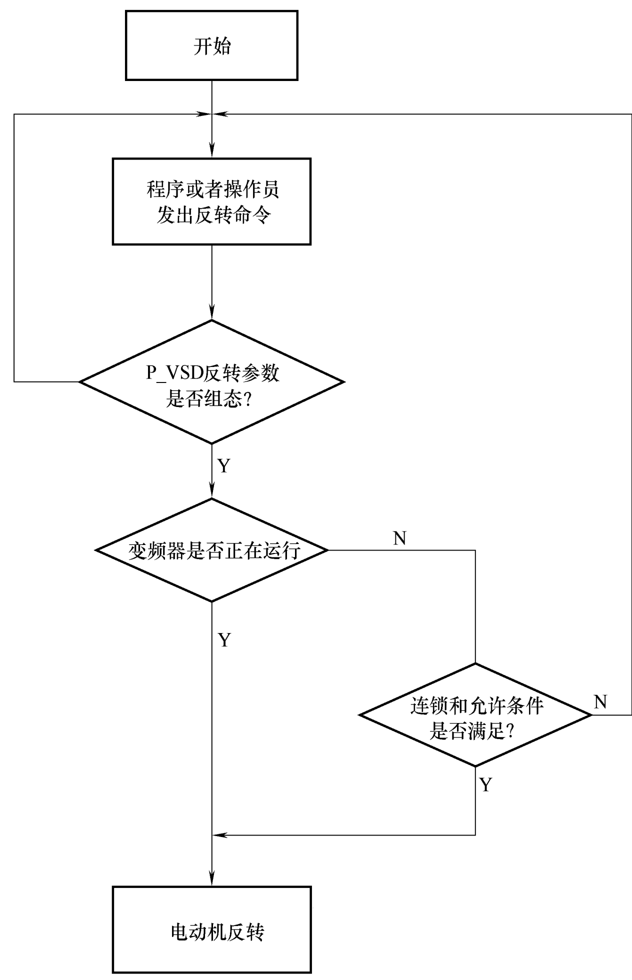


图 3-76　反转的内部逻辑流程图

针对上述流程图，实现反转的程序如下，当程序或操作员发出反转命令，即PCmd_Rev和Ocmd_Rev 等于 1，P_VSD 中反转组态参数 Cfg_HasReverse = 1，允许和联锁条件满足的情况下，置位反转中间变量，如图 3-77 所示。其它状态与反转相类似，不再一一赘述。

由反转的中间变量使得反转输出位为 1，即 Out_Fwd = 1。实现电动机反转，如图 3-78 所示。

P_VSD 指令可以通过设置变频器的运行频率来调节电动机的转速，首先由程序或者操作员设置频率 PSet_OutDatalink 和 OSet_OutDatalink，判断该数值是否在组态的范围之内 Cfg_OutDatalinkMax 和 Cfg_OutDatalinkMin，再经过整定输出频率值。需要注意的是 P_VSD 指令 Cfg_HasOutDatalink 组态参数必须为 1。流程图如图 3-79 所示。

针对上述流程，编写的梯形图程序如图 3-80 所示，该图以程序模式为例，操作员模式控制与程序模式控制类似，在此不再赘述。

3.4.4　曝气控制优化

污水处理厂的曝气系统是通过电动空气调节阀门的开度、鼓风机的导叶开度以及鼓风机

运行的数量来调节鼓风曝气风量，完成生物池内溶解氧的控制调节，使好氧段溶解氧 DO 的控制目标值在 2～3mg/L 之间。鼓风曝气好氧处理是生物处理工艺一个非常重要的环节，也是污水处理厂能源消耗最大的环节。

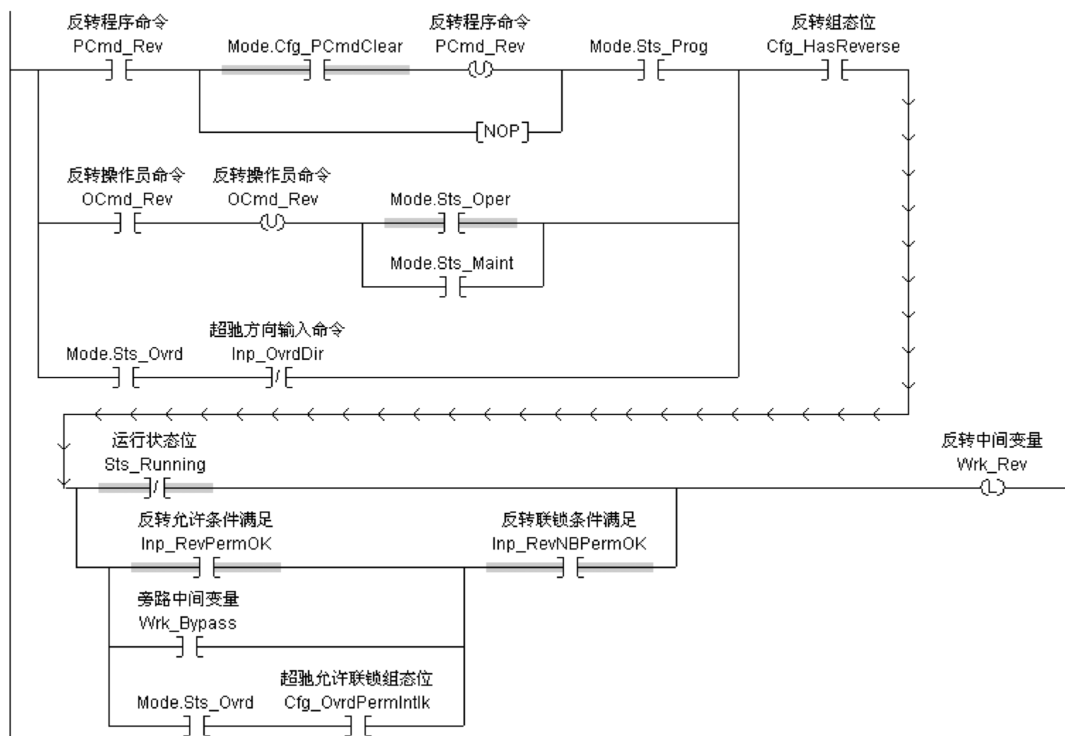


图 3-77　置位反转中间变量程序

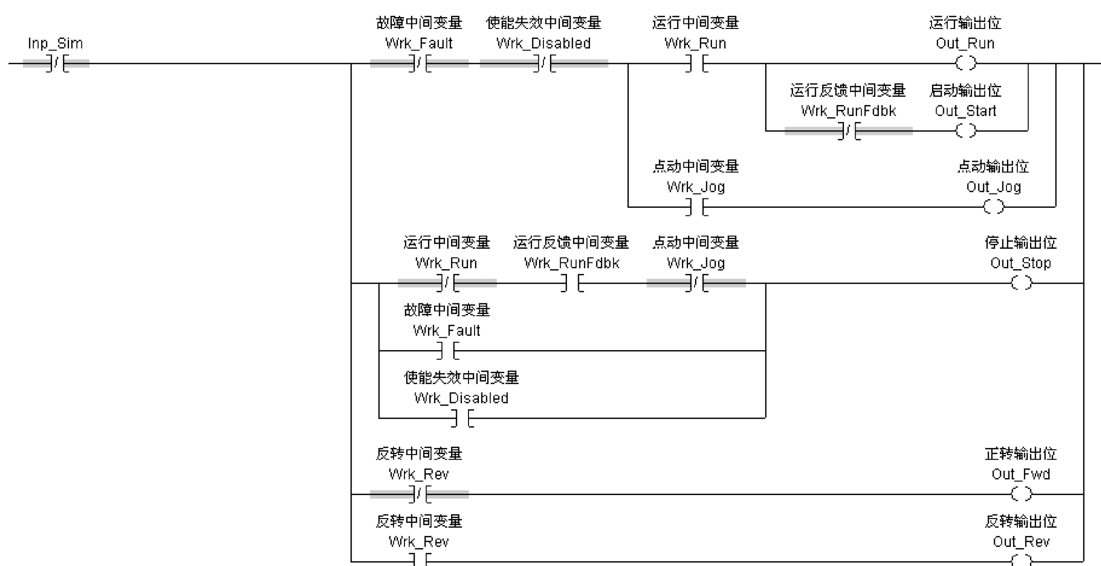


图 3-78　实现电动机反转程序

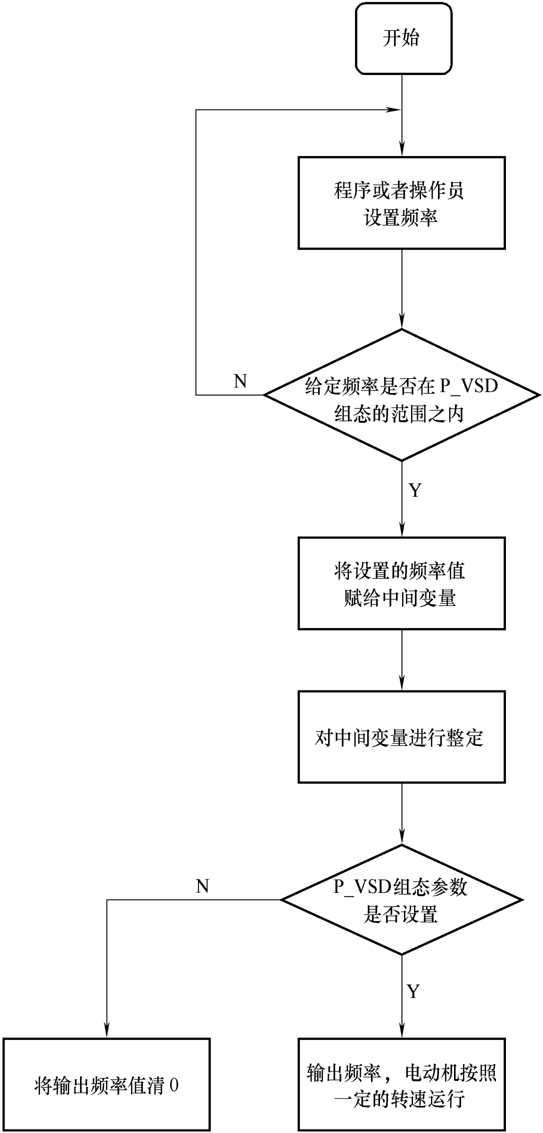


图 3-79　控制电机转速流程图

常规方式是根据“DO 设定值”进行目标 DO 值的控制，具体方法是通过空气调节阀开度的 PID 调节来控制生物反应池内的溶解氧含量。控制系统可根据 DO 实测值与设定值的偏差来进行 PID 调节，自动调节阀门开度。由于生物反应过程带来的系统调节大滞后性，PID 调节的初始阶段 DO 值会有较大的波动，通过设定调节速度的快慢，来避免鼓风机的喘振：即每 1min 进行 5s 的 PID 调节，同时阀门的开启、关闭速度为每 5min 动作不超过 3%，所有空气调节阀的阀门开度要设置下限，以避免总管风量的快速变化引起鼓风机的喘振。

上述依据溶解氧测量值的反馈 PID 调节控制，会因污水处理过程实际耗氧状况的非线性、以及仪表检测大时滞而引起生物池溶解氧的过大波动，而且过多依赖于溶解氧测定仪的测量准确性和稳定性。为此我们可以采用 APC（先进过程控制）结合 ControlLogix 强大的功能，实现曝气控制的优化，从而达到节能降耗的目标。

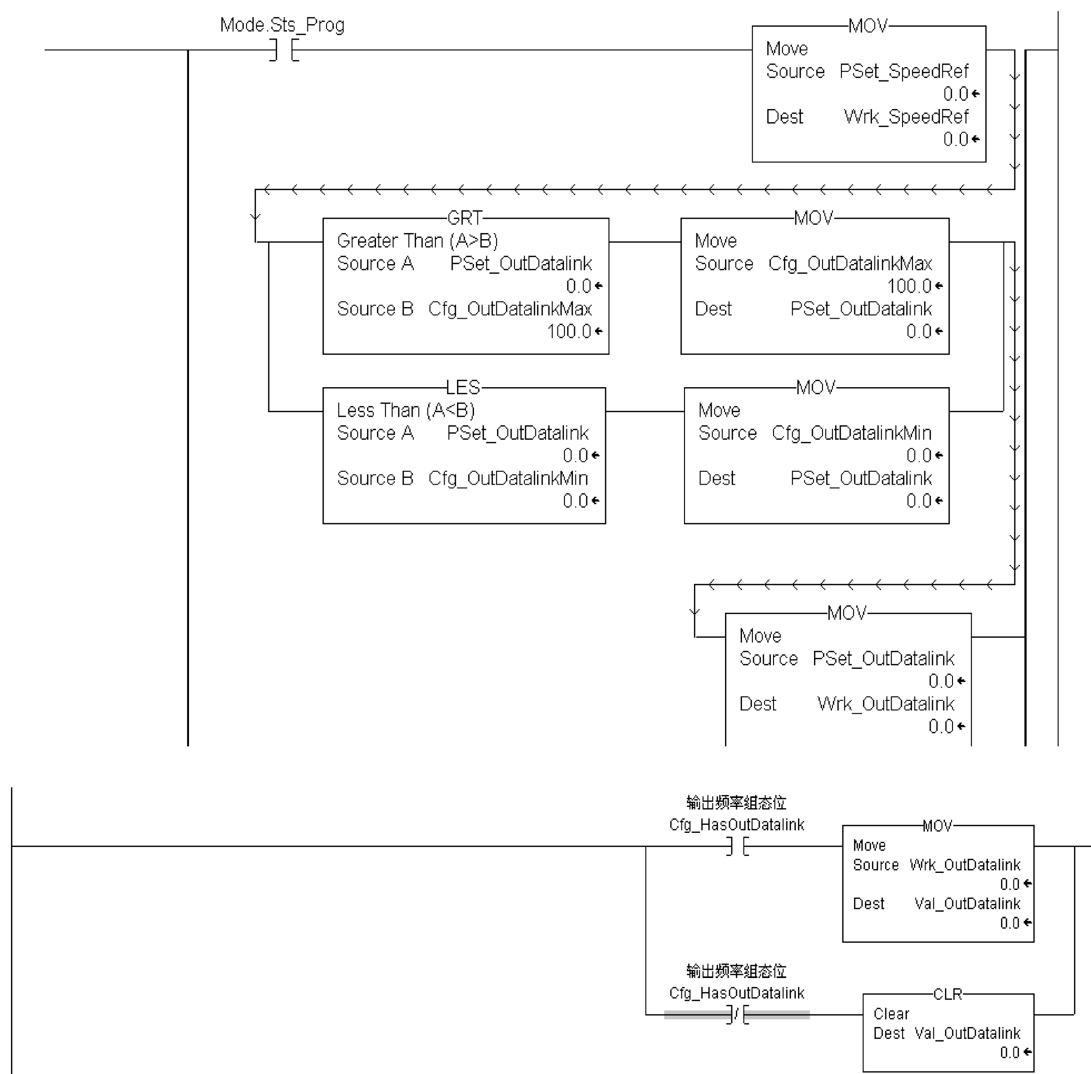


图 3-80　给定频率控制电动机转速程序

RSLogix 5000 17 版本增加了 APC（先进过程控制）功能块。其中的 CC（协调控制）功能块可以实现三个控制变量控制一个过程变量。通过协调三个控制变量的关系来实现精确控制，从而实现经济效益最大化的根本目的。

CC（协调控制）功能块的内部结构相当于三个 IMC（内模控制）的组合，但是相比于传统的内模控制有着明显的优势。一方面内模控制需要明确指出被控对象的数学模型，为此模型的准确性成为保证系统控制精度的关键因素。对于较常规的控制过程，我们可以通过被控对象的机理模型或经验公式，估计出对象的数学模型。但是对于大多数工业生产过程来说，建立精确的数学模型很难实现，为此 CC 功能块中的 Autotune 功能可以通过设置对象的特性，如反馈类型、响应速度、噪声水平等参数来估算数学模型，方便了用户的使用；另一方面 CC 功能块有协调内部三个 IMC 的功能。通过设置控制顺序优先级和达到理想目标值的优先级协调三个控制变量的作用。

生物池曝气系统流程如图 3-81 所示。

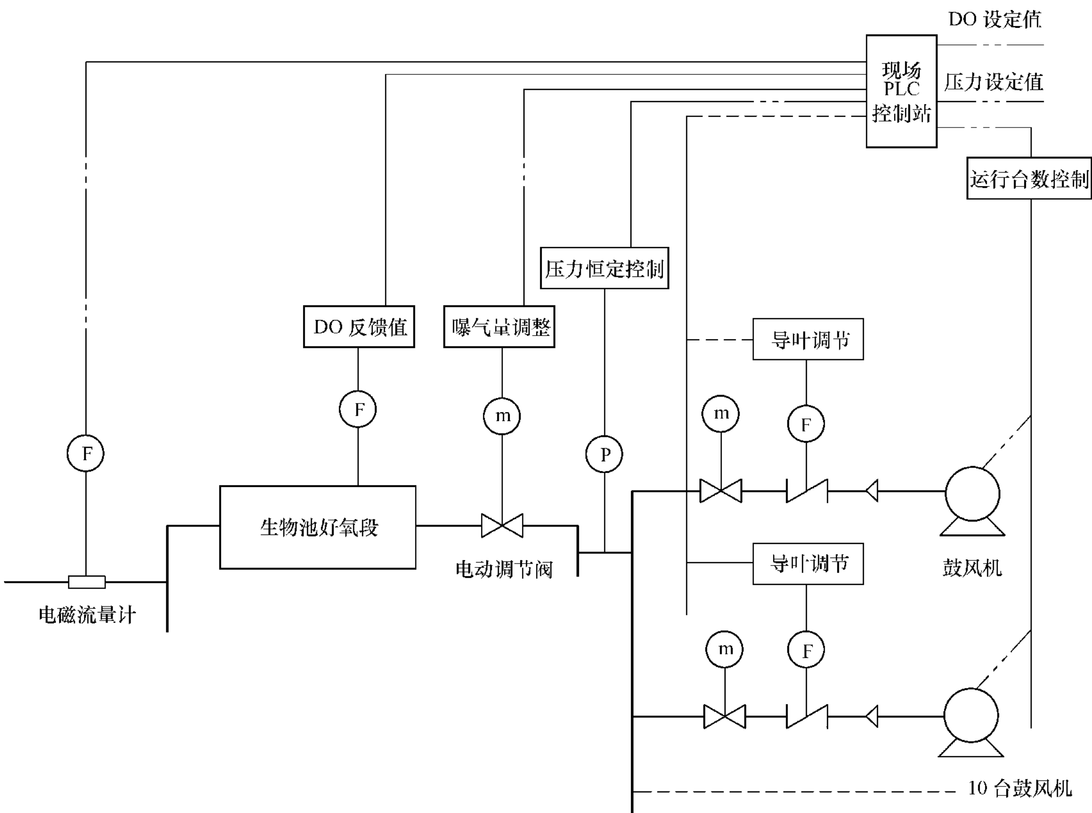


图 3-81　生物池曝气系统控制原理图

在上述曝气系统图中，电动空气调节阀、鼓风机导叶开度和鼓风机运行台数（主管的风压）为控制变量，分别对应 CV1、CV2 和 CV3。好氧段的 DO 浓度为过程变量。建立的功能块如图 3-82 所示。

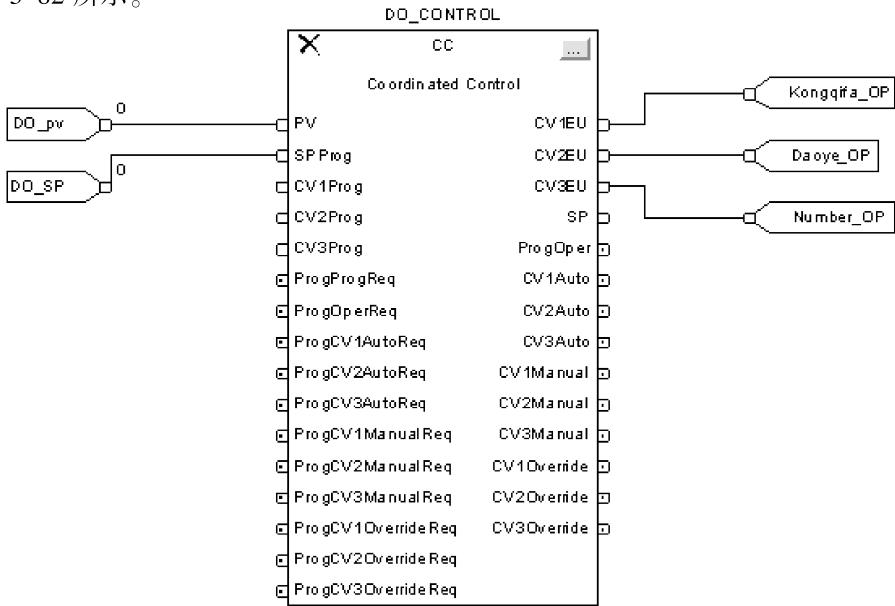


图 3-82　建立的曝气系统 CC 功能块图

当 DO 浓度低于设定值时，优先增大电动空气调节阀的开度，当电动调节阀全开时，增大鼓风机导叶开度，最后增加鼓风机运行台数。当 DO 浓度高于设定值时，优先减小鼓风机运行的台数，其次减小鼓风机运行频率，最后减小电动空气调节阀的开度。需要注意的是鼓风机的运行台数必须为整数，当 CC 功能块得到 CV3 的整定值时，我们需要通过编程得到其整数数值。

点击 CC 功能块的展开属性图标。出现 CC 功能块内部组态界面，如图 3-83 所示。

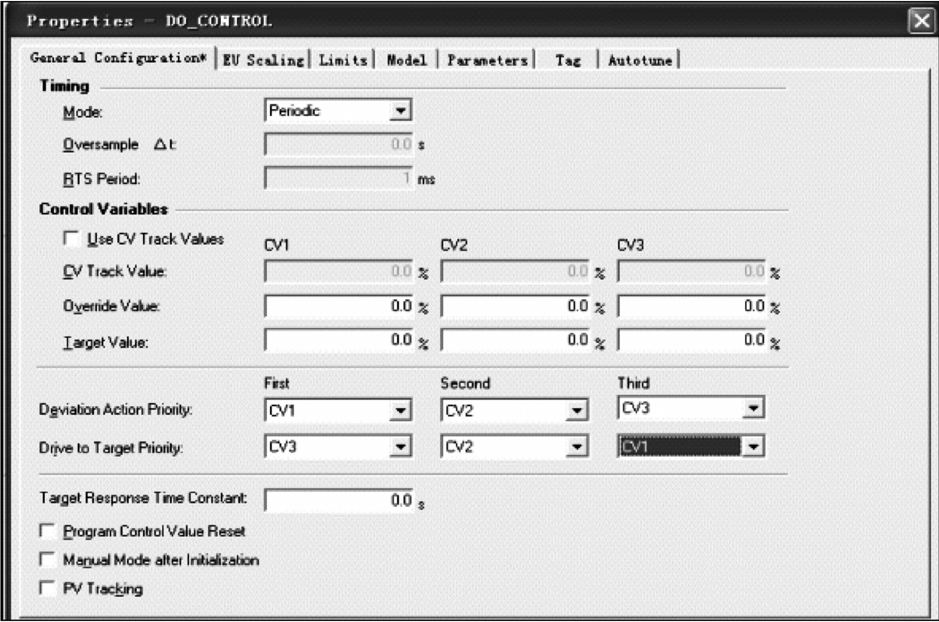


图 3-83　CC 功能块内部组态对话框

“Timing”为控制时间类型。有 Periodic（周期型）、Oversampling（过采样型）、Real Time（实时型）三种类型可供选择。对于曝气控制系统，选择 Periodic。过采样时间和实时周期不用设置，见表 3-8 所示。

表 3-8　时间类型参数解释

参　　数	描　　述
periodic	默认模式，适用于大部分控制应用。通常在周期型任务下的例程中使用该模式的指令 若在周期型任务下的例程中使用该指令，Δt 为任务的周期；若在连续或事件型任务下的例程中使用该指令，Δt 为两次扫描的间隔时间。控制器会舍去小数点后的位将经历的时间准确到毫秒 如果过程输入需要与任务的执行同步，或比任务的执行快 5 ~ 10 倍进行采样以减少输入与指令间的取样误差
oversample	指令使用的 Δt 是写入到 OversampleDT 的数值。如果过程输入有一个时间戳数值，使用实时采样模式 在程序中加入逻辑控制指令的执行。例如，用一个定时器设置 OversampleΔt 的数值，通过 EnableIn 输入端子控制执行 过程输入的采用需要比任务的执行快 5 ~ 10 倍以减少输入与指令间的取样误差

（续）

参　　数	描　　述
realtime sampling	指令使用的 Δt 是对应一次过程输入更新的两次时间戳数值的差值。当过程输入有与更新相关联的时间戳使用该模式，需要精确协调 从 RTSTimeStamp 对应的标签名读入时间戳数值。通常，这个标签名是输入模块上与过程输入相关联的一个参数 指令比较组态的 RTSTime 与计算的 Δt 以决定每次过程输入的输入是否读入指令。如果 Δt 不到 1ms，指令置位 RTSMissed 状态位指示读取输入的更新数据时出错

当确定好三个控制变量后，如何协调好三个控制变量之间的关系成为重中之重，为此 CC 功能块要求我们确定控制变量的优先级参数。

“Deviation Action Priority”决定了 CC 功能块中的三个控制变量的控制顺序优先级，即哪个变量是最有效最直接的控制变量。当过程变量偏离设定值时，哪个变量最接近变化量，则优先调节该变量。在曝气系统中，电动调节阀的开度最直接，所以控制变量的控制优先级从高到低为 CV1、CV2、CV3。

“Drive to Target Priority”决定了三个控制变量达到理想目标值的优先级，即哪个变量与经济因素联系最大，哪个变量的理想目标值的优先级最高。每一个控制变量都有设定的目标值，目标优先级决定了三个控制变量达到各自的目标值的优先顺序。由于鼓风机运行的数量是能源消耗的直接因素。在实际控制中尽量保持较少的风机数量运行，所以其优先级最高。导叶开度的变化会影响鼓风机的喘振，关系到鼓风机的使用寿命，其优先级其次。电动调节阀开度的经济优先级最低。控制变量的目标优先级从高到低为 CV3、CV2、CV1。

CC 功能块优点是不但可以调节过程变量值达到其设定值，而且用户可以设定每个控制变量的最优值（Target Value），来实现整个系统的经济性的要求。对于精确曝气系统而言，空气调节阀的开度尽量维持在较优工况点，即大开度情况下工作，以便减少压力损失造成的无为能耗。鼓风机的导叶开度也有最大工况点，即最佳角度运行，过大会引起鼓风机喘振，过小会增加能耗。而且每台运行的风机尽量保持导叶开度一致，否则当两风机并列运行时，导叶开度偏差过大会使开度小的风机落入喘振区运行。风机的运行台数尽量保持在 6 台，既能保持每个反应池溶解氧的浓度，又能减轻单台风机的工作压力。

确定好 CV 变量之后，需要配置 CC 功能块基本参数，见表 3-9。

表 3-9　CC 功能块基本参数表

参　　数	描　　述
PVEUMax	过程变量最大整定值
PVEUMin	过程变量最小整定值
SPHLimit	设定值的上限（须与过程变量的单位一致）
SPLLimit	设定值的下限（须与过程变量的单位一致）
CV1InitValue	控制变量 1 的初始值
CV2InitValue	控制变量 2 的初始值
CV3InitValue	控制变量 3 的初始值

生物池好氧段的溶解氧浓度需要控制在 2～3mg/L。将溶解氧分析仪的测量档调节至 0～20mg/L，对应的输出电流为 4～20mA。设定值的上限为 15%，下限为 10%。过程变量的取值范围为 0～5mg/L，对应的最大整定值为 25%，最小整定值为 0%。CV1 的初始值（空气调节阀门开度）设为 60%，CV2 的初始值（导叶开度）设为 60%，CV3 的初始值（运行台数）为 6 台，同样也为 6/10（鼓风机总数为 10 台）=60%。

我们可以将参数输入到 CC 功能块属性对话框的参数列表里，也可以点击 CC 功能块属性对话框中的第二个和第三个选项卡进行设置。如图 3-84 和图 3-85 所示。

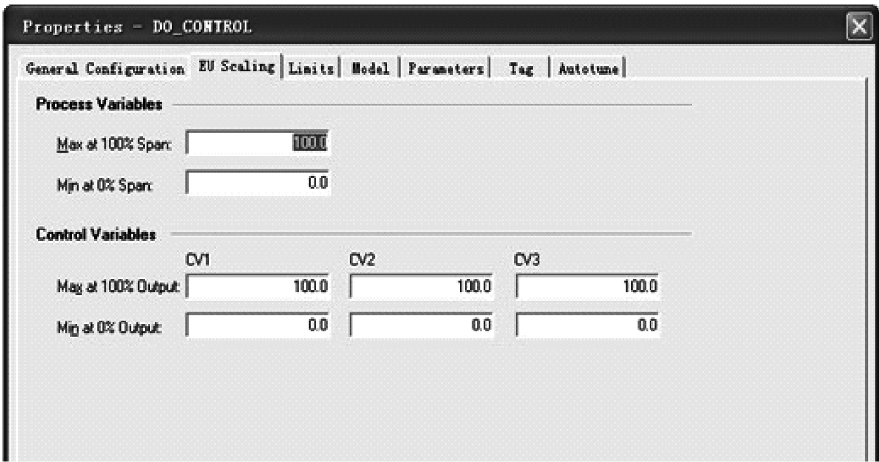


图 3-84　CC 功能块标定界面

在 CC 功能块的标定界面中，过程变量 PV 的最小和最大整定值我们已经确定下来，控制变量 CV1、CV2、CV3 的最小和最大整定值都设为 0% 和 100%，如图 3-85 所示。

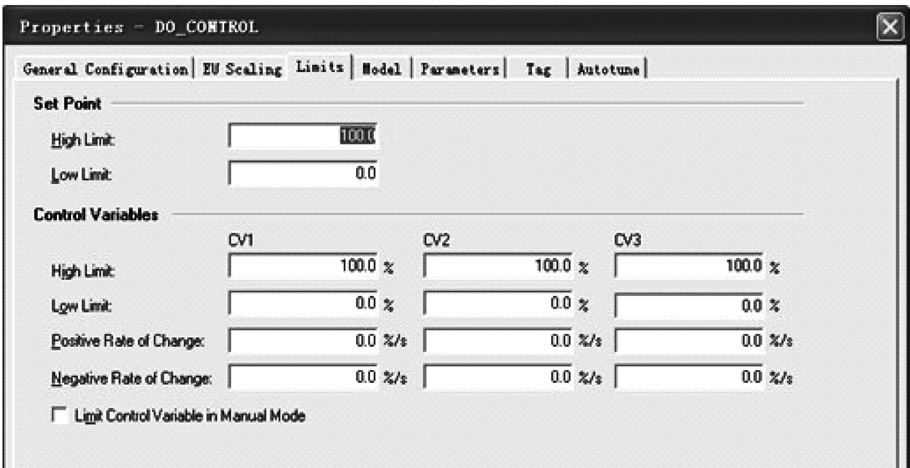


图 3-85　CC 功能块设置限幅界面

在设置限幅界面中，设定值 SP 的上下限我们已经确定下来，CV1（空气调节阀）和 CV3（风机运行台数）的下限和上限都设为 25% 和 100%。由于风机导叶开度在超过 90% 的

情况下会引起鼓风机喘振，所以将 CV2（导叶开度）的下限和上限设为 25% 和 90%。同样为避免鼓风机喘振和机械磨损，阀门的调节速率和导叶的调节速率也不能太快，工艺要求调解速率每 5min 不能超过 3%。所以将 CV1 和 CV2 的变化率（可正、可负）设为 0.01%/s。CV3（鼓风机运行台数）时呈整数变化，变化速率设为 10%。

为了使 CC 功能块更好地协调控制变量的关系，需要对整个控制过程及被控对象有个基本的了解，所以需要配置过程模型的参数，分为模型参数已知和模型参数未知两种情况。下面分别介绍。

当过程模型的参数已知时，可以输入下表中的参数调节 CC 的控制变量，见表 3-10。

表 3-10　过程模型参数表

参　　数	描　　述
ModelGains	模型的增益（可正可负）
ModelTimeConstants	模型时间常数（通常为正数）
ModelDeadtimes	模型死区（通常为正数）
ResponseTimeConstants	响应时间常数
Active 1st，2nd and 3rd CV	用来补偿 PV – SP（偏差）的 CV 控制顺序优先级
Target 1st，2nd and 3rd CV	控制变量 CV 达到其理想值的优先级
CVTargetValues	单个控制变量 CV 的目标值
TargetRespTC	控制变量 CV 达到其目标值的速度

模型的增益决定了当控制变量 CV 值阶跃变化时，过程变量 PV 值随之变化的幅值。

模型时间常数指 PV 值到达其变化总幅值的 63% 时，所需要的时间。

模型死区决定了当 CV 值阶跃变化时，PV 值隔多长时间才跟随 CV 值变化。

确定完以上参数后，将其输入到 CC 功能块设置模型参数界面中，如图 3-86 所示。

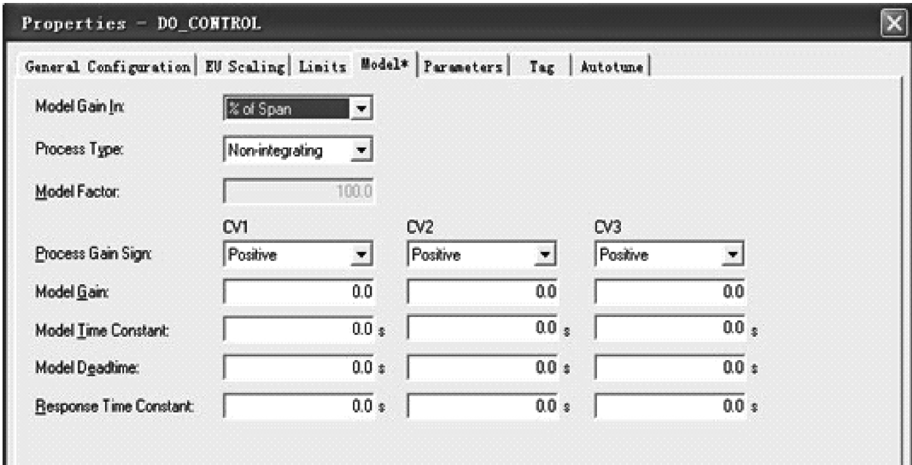


图 3-86　CC 功能块设置模型参数界面

如果控制过程很容易等效成一阶惯性环节加纯滞后的情况，我们可以通过现场经验和历史数据，辨识一阶惯性环节的参数和死区时间。但是在大多数情况下，工业过程非常复杂，

过程模型的参数具有实时性和不确定性，即便我们通过一定的手段辨识过程模型对象的参数，也是在一定范围内实时变化的。所以 CC 功能块为用户提供了 Autotune（自调节）功能，通过设定用户容易获取的系统性能参数来近似估计过程对象模型的参数。

当模型参数未知时，利用 CC 功能块的内部自调节器（built-in Autotune），不但可以估计过程模型的参数（增益、时间常数和死区），还可以计算出最佳响应时间常数。

设置内部自动调节器参数见表 3-11。

表 3-11　内部自动整定器参数

过 程 类 型	描　　述
ProcessGainSign	反馈类型。可设置为正反馈或负反馈
ResponseSpeed	设置响应速度为高、中、低
NoiseLevel	设置噪声水平为高、中、低，以便区分哪些是由于随机噪声引起的 PV 值变化，哪些是由于 CV 值阶跃变化引起的 PV 值变化
StepSize	阶跃幅值。可正可负，确定 CV 值阶跃变化的幅度大小
PVTuneLimit	PV 调节限幅。CV 变化时，PV 变化的最大幅值

通过触发 AtuneStart 位开始自动调节，触发 AtuneAbort 位停止自动调节。当调节成功后，GainTuned（增益）、TCTuned（模型时间常数）、DTTune（死区时间）和 RespTCTuned（响应时间常数）参数随着调节结果更新，AtuneStatus code 显示调节完成。

CC 功能块的自动调节步骤如下：

1）将三个 CV 参数设置为手动状态。

2）设置 AtuneStart 参数，调节器将采集有噪声情况下的 PV 值和 CV 值。

3）在采集完 60 个采样周期之后，调节器添加一个阶跃给 CV，同时采集 PV 数据。

4）置位 AtuneUseModel 参数来将整定好的参数复制到模型参数中，之后 AtuneUseModel 参数自动复位。

由于曝气系统的不确定性和滞后性，设置模型参数就显得尤为困难，我们通过 CC 功能块的 AutoTune 功能来自动获取整个曝气系统的模型参数。整个曝气系统是个负反馈控制过程，溶解氧浓度的调节需要的时间较长，对执行机构的响应速度要求不高，而且需要避免阀门和风机的调节幅值过大，调节速度过快，防止鼓风机的喘振和阀门寿命的降低。为此设置的内部自动调节器参数见表 3-12。

表 3-12　内部自动整定器参数设置

过 程 类 型	设　置　值
ProcessGainSign	负反馈
ResponseSpeed	低
NoiseLevel	中
StepSize	10%
PVTuneLimit	1%

CC 功能块中 Autotune 界面组态如图 3-87 所示。Process Type 选择 Integrating（积分）形式。当 CC 功能块进行 Autotune 时，会自动地将积分形式的过程类型转换成非积分的内部模型，确保功能块稳定地执行。

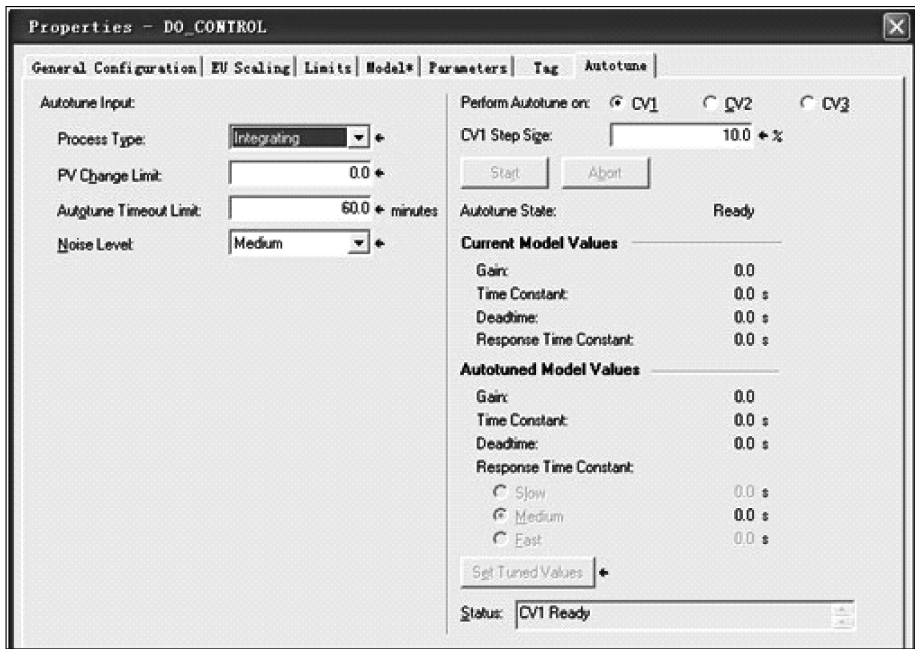


图 3-87　CC 功能块 Autotune 界面

分别选择 CV1、CV2、CV3 三种控制变量作用下的 Autotune，得到模型的参数。

将编写好的程序下载到控制器中自动执行，CC 功能块的优先控制顺序为

1）控制过程变量 PV 逐渐逼近给定值 SP。

2）控制目标优先级最高的控制变量 CV3 达到其目标值。

3）控制目标优先级其次的控制变量 CV2 达到其目标值。

另外在 CC 功能块中，每个控制变量 CV 值可以进行手动 - 自动的切换，如果某个控制变量 CV 不可控，或者是在线监测的变量，我们可以将其设置为手动状态。如果两个控制变量处于手动模式，则 CC 功能块简化成单输入单输出的 IMC。

当污水厂运行一段时间，进水水质水量趋于平稳之后，可依据现场控制经验和数据统计出鼓风机的最佳运行台数，这时可将控制变量 CV3（运行台数）处于手动模式，由于 CV1（调节阀门）的控制顺序优先级最高，CV2（鼓风机导叶开度）的目标优先级比 CV1 高，CC 功能块会调节 CV1 的值来保证过程变量 PV 逼近于设定值 SP，同时逐步调节 CV2 到其目标值。

设置完以上参数后，将程序下载到控制器中，CC 功能块就可以参与控制了。我们可以看出，CC 功能块在常规 PID 的基础上很好地解决了滞后时间较大的控制过程，又协调了三个控制变量间的控制关系。对于曝气系统而言，既避免了鼓风机喘振和机械磨损，又实现了节能的目的。

第 4 章

出水处理控制系统

杭州七格污水处理厂自正式运行以来，污水处理的各项工艺参数正常，运行稳定，出水水质稳定达标，污水收集率约为 86%，平均日处理城市生活污水 60 万吨。截至 2011 年 4 月，已连续稳定运行 1000 天，累计处理污水 6×10^4万吨，脱水污泥 16499 吨，削减 COD 为 7115 吨；在运行中，在线监控系统运行正常，出水水质各项指标均达到国家排放标准一级 B 标准，污水达标排放率为 100%。

出水处理自控系统主要由 LCS3 站完成，现场控制站系统配置如图 4-1 所示。

LCS3 控制站设在脱水机房变电站内，I/O 容量 DI = 352、DO = 128、AI = 64、AO = 16。本控制站的覆盖区域为：污泥均质池、污泥浓缩脱水、污泥料仓、紫外消毒渠、排江泵房等。

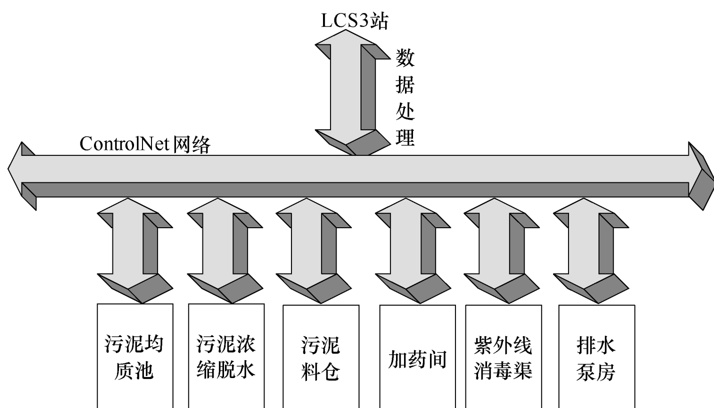


图 4-1　LCS3 现场控制站系统结构图

4.1　剩余污泥浓缩脱水处置

剩余污泥浓缩脱水处置包括污泥均质池潜水搅拌器控制、污泥浓缩脱水系统、污泥料仓控制。

1. 污泥均质池潜水搅拌器控制

污泥均质池接受来自初沉池和二沉池污泥泵房的剩余污泥，对初沉污泥及剩余污泥进行混合，使进入一体式污泥浓缩脱水设备的污泥泥质均匀。潜水搅拌器由现场 PLC 分控

制站控制，可设置为连续运行和污泥浓缩脱水设备联动，在污泥浓缩脱水设备启动前先启动潜水搅拌器。污泥均质池上装有液位计，当泥位低于下限值时停止潜水搅拌器的运行。所有状态在上位监控系统可观察并记录，发生故障时在中控室有报警提示，提醒操作人员现场检查。

2. 污泥浓缩脱水系统

剩余污泥经浓缩脱水处理，目标是降低污泥含水率，使进泥时 98.7% 的含水率降至 75% 含水率，减少污泥体积，便于污泥进一步后处置。整个系统由污泥浓缩脱水机组（14 套）、污泥料仓（4 座）及污泥输送装置等组成。14 套污泥浓缩脱水机组分为两组，每组 6 用 1 备。随设备配套提供机旁控制柜，提供每套浓缩脱水机组的基本起动、停止控制逻辑和絮凝剂投加等相关设备的联动控制。当污泥浓缩脱水机组机旁控制柜开关处于遥控状态下时，现场 PLC 分控站可远程控制浓缩脱水机组的投运和退出。污泥浓缩脱水机组根据污泥均质池液位高低来控制，控制描述如下：

1）起动过程（所有机组均处于停止且准备就绪状态）：当污泥均质池液位增加到某个设定值 H1 时，开启 1#（第一组中累计运行时间最短，以下类推）和 8#（第二组中累计运行时间最短，以下类推）机组，并同时起动 1#、2#螺旋输送机和 1#、2#污泥输送泵。当污泥均质池液位继续增加到某个设定值 H2 时，再开启 2#和 9#机组，1#、2#螺旋输送机和 1#、2#污泥输送泵保持运行状态。以下类推。

2）停机过程（所有 5 台浓缩脱水机组均处于运行状态）：当污泥均质池液位下降到某个设定值 L 时，关闭 1#（第一组中累计运行时间最长，以下类推）和 8#（第二组中累计运行时间最长，以下类推）机组，1#、2#螺旋输送机和 1#、2#污泥输送泵保持运行状态。以下类推。当污泥均质池液位继续下降到某个设定值 L0 时，关闭所有机组，1#、2#螺旋输送机和 1#、2#污泥输送泵延时（时间可设）停机。

起动和停止浓缩脱水机组控制流程图如图 4-2 和图 4-3 所示。其中 1#～7#脱水机为一组，7#备用，对应 1#螺旋输送机和 1#污泥输送泵；8#～14#脱水机为第二组，14#备用，对应 2#螺旋输送机和 2#污泥输送泵。

污泥浓缩脱水机组开机、停机液位控制见表 4-1。

表 4-1 污泥浓缩脱水机组开机、停机液位控制

机组开启台数		2 台机组开启	4 台机组开启	6 台机组开启	8 台机组开启	10 台机组开启	12 台机组全开
机组关闭台数	12 台机组全关	10 台机组关闭	8 台机组关闭	6 台机组关闭	4 台机组关闭	2 台机组关闭	
机组开机液位		H_1	H_2	H_3	H_4	H_5	H_6
机组停机液位	L_0	L_1	L_2	L_3	L_4	L_5	

LCS3 系统将实时记录每套污泥浓缩脱水机组的运行时间，每次总是启动组中累计运行时间最短的一套机组；并且每次总是停止组中累计运行时间最长的一套机组，以使组中每套机组的运行时间基本趋于相等。所有状态在上位监控系统可观察并记录，发生故障时在中控室有报警提示，提醒操作人员现场检查。

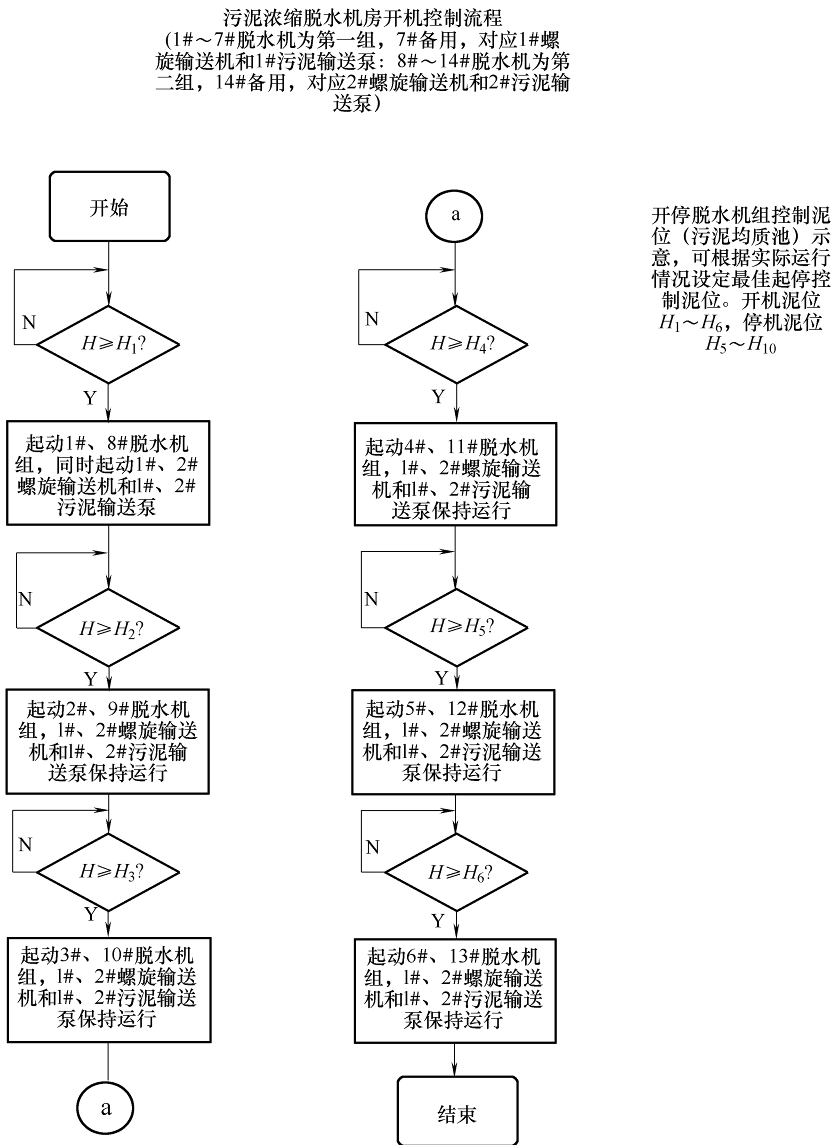


图 4-2　起动浓缩脱水机组控制逻辑图

3. 污泥料仓控制

污泥料仓系统共设置 4 套污泥料仓（两套为 1 组），分为两组，分别对应 1#、2#污泥输送泵。随设备配套提供机旁控制柜，提供每套污泥料仓的基本起动、停止控制逻辑和相关设备的联动控制。当污泥料仓系统机旁控制柜开关处于遥控状态下时，PLC 系统可远程控制料仓系统的投入和退出。

LCS3 系统将实时记录每套污泥料仓的泥位，按泥位信号顺序开启或关闭料仓进泥阀。

污泥料仓的开启和关闭根据料仓内泥位高低来控制，第一组（1#、2#污泥料仓）对应 1#污泥输送泵，第二组（3#、4#污泥料仓）对应 2#污泥输送泵。两组的控制逻辑相同，现描述如下：

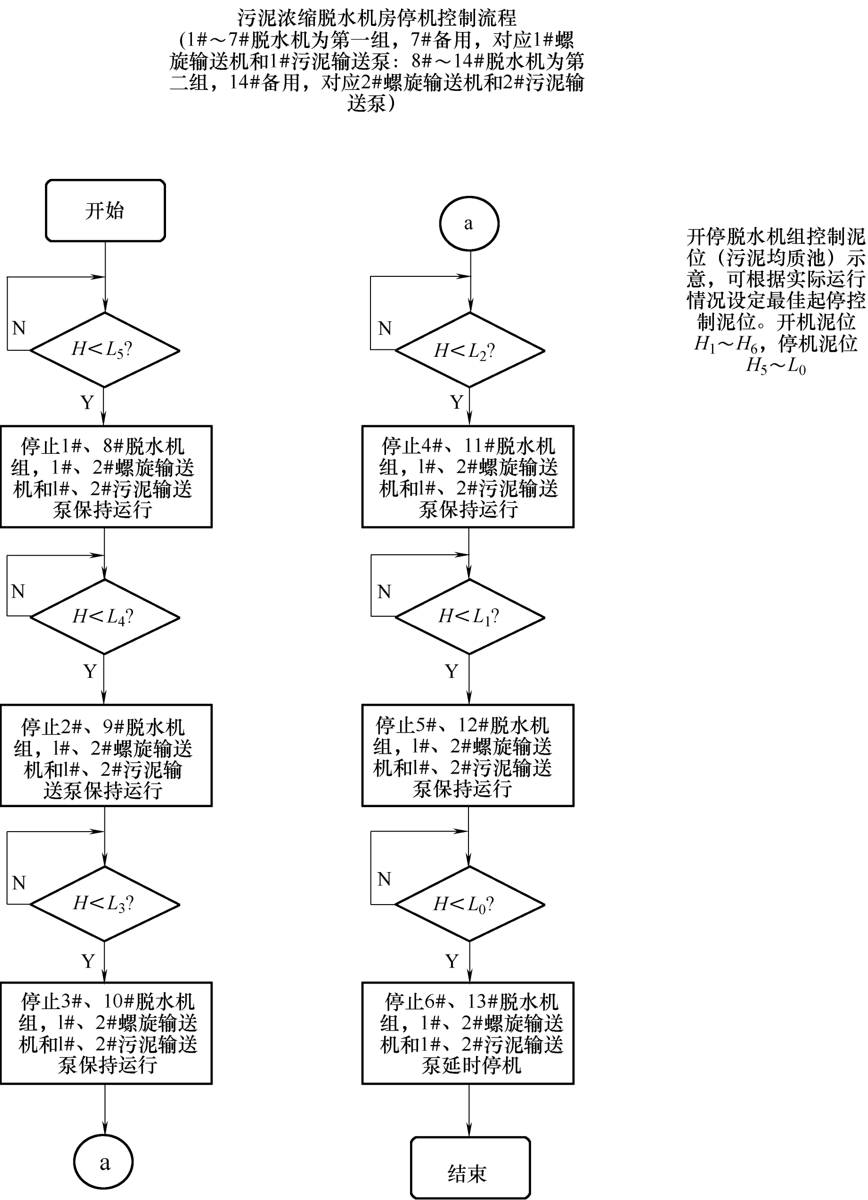


图 4-3　停止浓缩脱水机组控制逻辑图

当 1#污泥输送泵开启时，第一组自动污泥料仓投入运行。当 1#、2#料仓泥位均未达到 H（高泥位），同时对应的卸泥阀处于关闭状态时，首先打开 1#料仓进泥阀，污泥进入 1#料仓；当 1#料仓泥位达到 H（高泥位）时，关闭 1#料仓进泥阀并发出 1#料仓可卸泥信号，提醒运行人员及时卸料并外运，同时开启 2#料仓进泥阀，污泥进入 2#料仓；当 2#料仓泥位达到 H（高泥位）时，关闭 2#料仓进泥阀并发出 2#料仓可卸泥信号，提醒运行人员及时卸料并外运，同时开启 1#料仓进泥阀（此前污泥已卸空，卸泥阀已关闭），污泥进入 1#料仓。以此类推，第二组运行逻辑同第一组，不再赘述。污泥料仓进泥、出泥泥位控制见表 4-2，其中 LL 表示低低，L 表示低，H 表示高，HH 表示高高。

表 4-2　污泥料仓进泥、出泥泥位控制

	1#料仓（H1）	2#料仓（H2）	3#料仓（H3）	4#料仓（H4）
可进泥	<H	<H	<H	<H
高泥位报警	≥HH	≥HH	≥HH	≥HH
可出泥	>L	>L	>L	>L
低报警	≤LL	≤LL	≤LL	≤LL

4.2　水污染控制的化学法

4.2.1　中和法概述

中和是指酸性和碱性物质反应生成盐和水的过程，利用中和原理处理污水的方法称为中和法。

污水的中和就是通过向污水中投加化学药剂，使其与污染物发生化学反应，调节污水的 pH 值，使污水呈中性或接近中性，pH 值范围适宜下一步处理或排放。中和处理方法因污水的酸碱性不同而不同。

酸性污水常采用碱性污水与其相互中和，也可采用加入药剂中和及用碱性滤料过滤中和的方法使酸性污水呈中性。

而对碱性污水，采用酸性污水与碱性污水相互中和或加入药剂中和的方法使碱性污水呈中性。酸性污水的数量和危害都比碱性污水大得多。将 pH 由中性或碱性调至酸性，称为酸化。酸碱污水按 pH 值大小分类见表 4-3。

表 4-3　酸碱污水分类

pH 值	分　　类
pH<4.5	强酸性污水
pH=4.5~6.5	弱酸性污水
pH=6.5~8.5	中性污水
pH=8.5~10.0	弱碱性污水
pH>10.0	强碱性污水

中和法适用于污水处理中的下列情况：

1）污水排入受纳水体前，其 pH 指标超过排放标准，这时应采用中和处理，以减少对水生生物的影响。

2）工业废水排入城市下水道系统前采用中和处理，以免污水对管道系统造成腐蚀。

3）污水在化学处理或生物处理之前。

污水中和处理时，酸性污水用碱中和，碱性污水用酸中和，两者的反应都是中和反应。当进行中和反应的酸碱物质的量相等时，两者恰好完全中和。由于酸碱相对强弱的不同，并考虑到生成盐的水解作用，中和到等量点时，污水可能呈中性也可能呈酸性或碱性。

4.2.2 酸性污水的中和处理

1. 利用碱性污水中和法

酸碱污水相互中和是一种既简单又经济的以废治废的处理方法。因此，当工厂有条件应用碱性污水或碱性渣时应优先考虑。酸碱污水相互中和一般是在混合反应池内进行，池内设有搅拌装置。两种污水相互中和时，由于水量和浓度难以保持稳定，所以给操作带来困难。在此情况下，一般在混合反应池前设有均质池。

用碱性污水中和酸性污水时，应控制碱性污水的投加量，以确保处理后的污水呈中性或弱碱性（pH＝6.5～9）。若碱性污水量不足，则应补加碱性药剂。

2. 投药中和法

投药中和法是应用广泛的一种中和方法。此法可处理各种酸性污水。中和时，常用的碱性药剂有：石灰、石灰石或白云石等，有时采用苛性钠、碳酸钠等，中和药剂的投料量，可按化学反应方程式估算。此外，为综合利用，还采用碱性废渣、废液，如电石渣、废碱液等。

采用生石灰，可中和任何浓度的酸。而石灰乳（主要成分是 $Ca(OH)_2$，由石灰消解而成），由于其对污水中的杂质具有凝聚作用，因此适用于中和含杂质多的酸性污水。

当采用石灰石中和硫酸时，会产生石膏。由于生成的石膏溶解度很低，20℃时只有 1.6g/L，因此，为了避免石灰石表面被石膏及 CO_2 所覆盖，硫酸浓度理论上应低于 1.15g/L，实际上允许低于 2～2.3g/L，使中和产物硫酸钙不致饱和析出。如硫酸浓度较大，为了使中和效果好，应将石灰石预先粉碎成 0.5mm 以下的颗粒后使用。

当酸性污水中含有重金属盐类，如铅、锌、铜等，计算时，应增加和重金属化合产生沉淀的药剂量。或直接通过实验，根据中和曲线确定。

投药中和法的工艺过程主要包括：中和药剂的制备与投配、混合与反应、中和产物的分离、泥渣的处理与利用。酸性污水投药中和流程如图 4-4 所示。

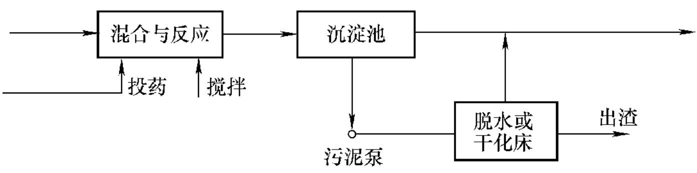


图 4-4 酸性污水投药中和流程

酸性污水投药中和之前，有时需要进行预处理。预处理包括悬浮杂质的澄清、水质及水量的均和。前者可以减少投药量，后者可以创造稳定的处理条件。

投加石灰有干投法和湿投法两种方式。干投法如图 4-5 所示。首先将生石灰或石灰石粉碎，使其达到技术上要求的粒径（0.5mm）。投加时，为了保证石灰能均匀地加到污水中去，可用具有电磁振荡装置的石灰投配器。石灰投入污水渠，经混合槽混合 0.5～1min，然后进入沉淀池将沉渣进行分离。干投法的优点是设备简单，缺点是反应不彻底，反应速度慢，投药量大，为理论值的 1.4～1.5 倍，要求石灰石洁净、干燥、成粒状，石灰破碎、筛分等劳动强度大。

湿投法如图 4-6 所示，它是目前使用较多的方法。首先将石灰投入消解槽，消解成 40% ~50% 的浓度后投放到石灰乳贮槽，经搅拌配制成 5% ~10% 浓度的石灰乳，再用泵送到投配器，经投配器投入到混合反应池（中和池）。送到投配器的石灰乳量大于投加量时，多余部分回流，以保持投配器液面不变，投加量由投配器孔口的开启度来控制。当短时间停止投加石灰时，石灰乳可在系统内循环，不易堵塞。石灰消解槽不宜采用压缩空气搅拌，因为石灰乳与空气中的 CO_2 会生成 $CaCO_3$ 沉淀，既浪费中和剂，又易引起堵塞。一般采用机械搅拌。

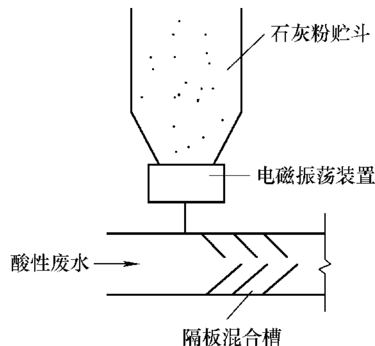


图 4-5　石灰石干投法示意图

投到混合反应池的石灰乳与加到池内的酸性污水在搅拌下（必须搅拌，否则石灰渣在池内沉淀）进行混合反应，污水在反应池的停留时间一般为 5 ~20min。与干投法相比，湿投法反应迅速、彻底，投药量较少，仅为理论量的 1. 05 ~1. 10 倍，但所用的设备多。

碱性药剂中和法的缺点是劳动卫生条件差，操作管理复杂，制备溶液、投配药剂需要较多的机械设备。采用石灰药剂时，其明显的缺点是质量难于保证，灰渣较多，沉渣体积大，占处理水量的 2% ，且不易脱水。

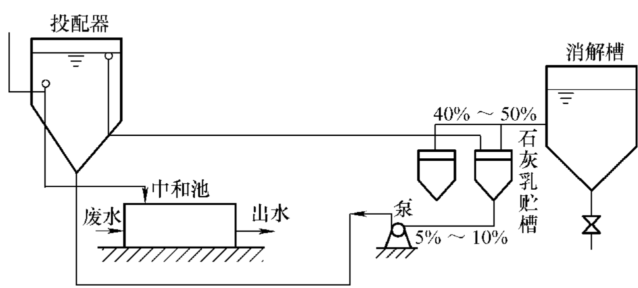


图 4-6　石灰湿投法示意图

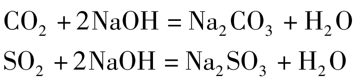
4. 2. 3　碱性污水的中和处理

1. 利用酸性物水的中和法

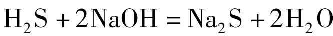
碱性污水来源于造纸、皮革、化工、印染等工业的生产过程，碱性污水中含有碱性物质，如苛性钠、碳酸钠、硫化钠及胺类等。碱性污水的中和一般要用酸性物质，通常采用的方法有利用废酸进行中和或利用烟道气进行中和。

烟道气中 CO_2 含量可高达 24% ，还含有 SO_2 、H_2S，所以可以用于碱性污水的中和处理。烟道气和碱性污水的中和处理一般在喷淋塔内进行。

碱性污水从喷淋塔的塔顶布水器均匀喷出，烟道气则从塔底鼓入，两者在填料层中进行逆流接触，碱性污水与烟道气中酸性气体完成中和过程。出水的 pH 可由 10 ~12 降至中性。反应式如下：



$$CO_2 + 2NaOH = Na_2CO_3 + H_2O$$
$$SO_2 + 2NaOH = Na_2SO_3 + H_2O$$



$$H_2S + 2NaOH = Na_2S + 2H_2O$$

该法的优点是以污治污、投资省、运行费用低，缺点是出水含硫化物，耗氧量和色度都明显增加。

2. 药物中和法

药剂中和法就是通过向污水中投加化学药剂，使其与污染物发生化学反应。碱性污水的中和剂有硫酸、盐酸、硝酸，常用的为工业硫酸，因为硫酸价格较低。使用盐酸的最大优点是反应物溶解度大，泥渣量少，但出水中溶解固体浓度高，投加化学药剂的价格高。

4.2.4 加药间的控制

加药间有 9 台计量泵（分三组运行，各组 2 用 1 备）、3 台搅拌器、2 台提升泵、9 个电动球阀。计量泵、搅拌器、电动球阀均可以“就地”控制，也可以“远程单动”或“远程联动”控制。加药间主要包括溶液池控制系统、计量泵控制系统、贮液池控制系统。

1. 溶液池控制系统

该系统的控制设备有：搅拌机、进液电动球阀和出液电动球阀。当溶液池系统切换至联动时，系统先判断 1#溶液池中药液液位是否在低液位，如不在低液位，则设定该池为投加池，否则判断下一组溶液池中药液液位是否在低液位，如不在，则设定 2#池为投加池，以此类推。当一个溶液池低液位时，自动切换到下一个溶液池进行投加，被设定为投加池的溶液池自动开启出液电动球阀，系统可以由计量泵进行加药。

溶液池在液位低时，进入补液过程程序，关闭出液电动球阀，确认 1#、2#贮液池，则自动开启相应的进液电动球阀，待源液池系统相应的提升泵运行后，再开启进水电动球阀进行补水稀释，当药液补加到高液位时，自动关闭进液电动球阀和进水电动球阀，相应的源液池系统提升泵关闭，补液过程结束。

搅拌机在投加池为补液过程时自动开启，连续运行直至该过程结束，溶液池控制系统工作流程图如图 4-7 所示。

2. 计量泵系统

计量泵起动顺序遵循先停先起动的原则，每台加药计量泵完成运行设定的时间后，根据先启先停的原则自动切换。当某一台加药计量泵发生故障时，该加药计量泵自动退出运行；若有备用加药计量泵，则自动切换到备用加药计量泵运行，每台计量泵联动运行时间均可由上位监控计算机及 LCS3 现场 PLC 分控制站操作界面 HMI 进行设置，默认设定为运行 1h 后切换。

可根据运行需要，在溶液池进入联动后，计量泵系统切换进入联动。当溶液池出液电动球阀有一个在开位时，自动开启计量泵。计量泵分为 3 组，每组 3 台，采用两用一备的方式运行，启动顺序遵循先停先启动的原则，每台泵运行设定的时间后，根据先动先停的原则自动切换。当某台加药计量泵发生故障时，该加药计量泵自动退出运行；若有备用加药计量泵，则自动切换到备用加药计量泵运行。

加药系统为比例投加，每台计量泵联动运行时间均可由上位监控计算机及 LCS3 现场 PLC 分控制站操作界面 HMI 进行设置，默认设定为运行 1h 后切换，计量泵系统工作流程图如图 4-8 所示。

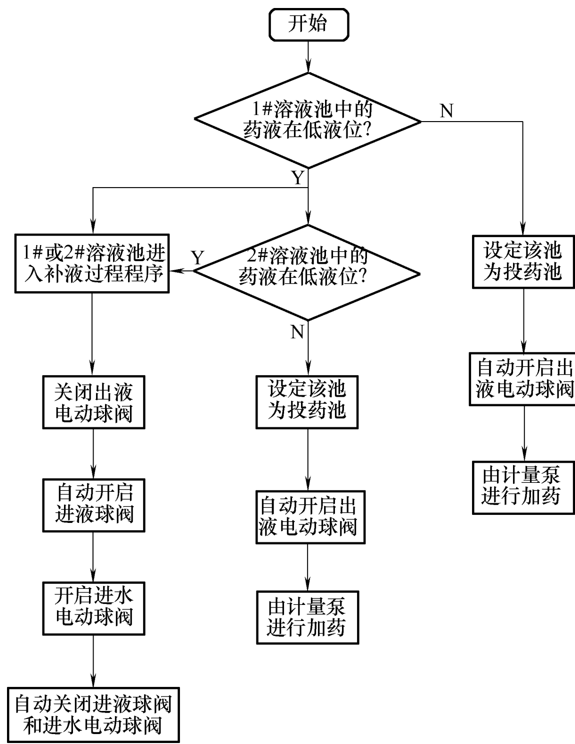


图 4-7　溶液池控制系统工作流程图

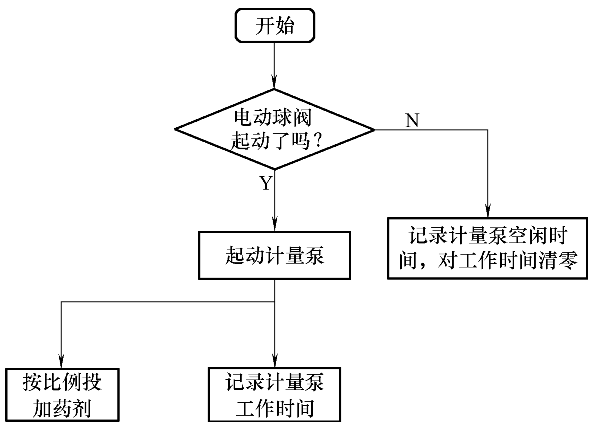


图 4-8　计量泵系统工作流程图

3. 贮液池系统

在溶液池进入联动后，贮液池系统才能切换进入联动，可进行初始贮液池的选择，一旦选择，在本次加药过程，不能再次设定初始贮液池。初始贮液池在投配池系统退出联动后，自动设为空信号。

贮液池系统联动时，先判断相应初始贮液池的药液液位是否在低液位，如不在低液位，则设定 1#池为补液池，否则判断 2#池中药液液位是否在低液位，如不在，则设定 2#池为补液池；如果两者均在低液位，则系统停车。贮液池系统的工作流程图如图 4-9 所示。

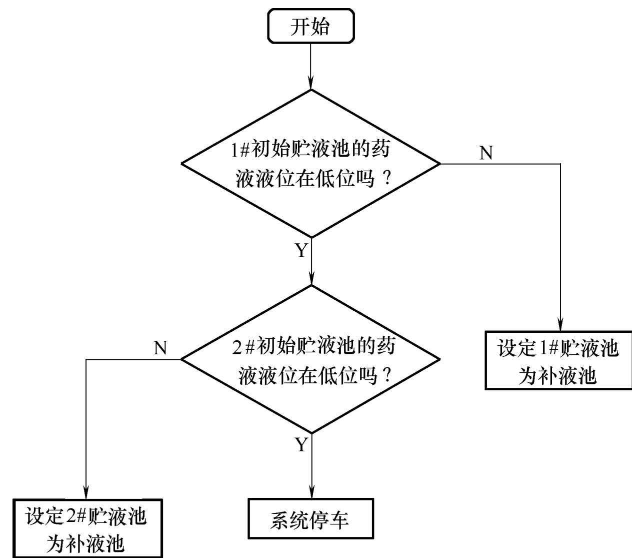


图 4-9　贮液池系统的工作流程图

4.3　出水消毒和排放

4.3.1　紫外线消毒

早在 1878 年人类就发现了太阳光中的紫外线具有杀菌消毒作用：日常生活中晒衣服就是利用天然光源中的紫外线达到杀菌消毒的目的。紫外线是波长在 200 ~ 400nm 的电磁波，它分为 4 个波段——真空紫外、UVC、UVB、UVA。其中能杀菌消毒的紫外波段为 200 ~ 300nm，即 UVC 和 UVB 部分。通常人们较关注微生物对紫外线的吸收频谱，认为 253. 7nm 是紫外线消毒的最佳波段。出于紫外线在波长为 253. 7nm 附近的杀菌效果比较好，所以杀菌用的光源一般使用低压汞灯和特殊的紫外线用玻璃管和石英玻璃管。目前能够输出足够的 UVC 强度用于工程消毒的只有人工汞（合金）灯光源，紫外线杀菌灯灯管由石英玻璃制成，汞灯根据点亮后的灯管内汞蒸气压的不同和紫外线输出强度的不同，分为三种：低压低强度汞灯、中压高强度汞灯和低压高强度汞灯。

1. 紫外线杀毒机理

紫外线消毒是一种物理消毒方法，紫外线消毒并不是杀死微生物，而是去掉其繁殖能力进行灭活。

细菌的细胞中包含有细菌的遗传信息核酸 DNA 和 RNA，当核酸被紫外线照射时会大量地吸收紫外光，从而会在体内形成一部分的间二氮杂苯（主要构成为蛋白酶）和间二氮杂苯的导构体。这种物质会使细菌自身的新陈代谢机能出现障碍，并且会导致细菌的遗传性出现问题，而持续的紫外线照射，最后就会导致因为上述原因所造成的细菌群体死亡。此外，紫外光除了杀菌的用途外，也可用于让微生物降低自身的“活动性”，有些细菌在可见光的照射下是比较活跃的，称之为“光恢复”特性，也就是说，在波长为 300 ~ 500nm 的可见光下，细菌自身有一种光恢复酶素会让细菌种群变得很活跃，自身会大量繁殖。所以，当需要

控制这种细菌的数量及种群时，则可以考虑用微弱的紫外线进行照射，将细菌的数量控制在一定范围之内。

紫外光杀菌根据光波长的不同而有不同的效果。当光的波长在 300nm 以下时，会有杀菌的效果，而在 260nm 附近时对细菌的杀灭效果会更加明显。但对细菌的杀灭效果也和细菌存在的环境及细菌是否存在变异体有着直接的关系，例如对枯草牙孢杆菌的紫外线照射杀菌中，对一般的枯草牙孢杆菌要达到 99.9% 的杀菌效果只需要 21.6μW/cm^2，而对掺杂了变异体的枯草牙孢杆菌就需要 33.3μW/cm^2。

2. 影响紫外线杀菌的因素

（1）灯管的照射强度与照射时间

紫外线的照射强度是影响消毒效果的重要因素，按照卫生部《消毒技术规范》的要求，新的紫外线灯管的照射强度应大于 100μW/cm^2（距离 1m 处），使用中的紫外线灯管的照射强度也不小于 70μW/cm^2（距离 1m 处）。在符合照射强度要求的范围内，当照射剂量相等时，不同照射强度的紫外线杀菌效果相近，也就说在紫外线灯管照射强度较强时，较短的照射时间就可以杀灭细菌，在紫外线灯管照射强度较弱时，适当的延长照射时间，亦可达到良好的消毒效果；当紫外线灯管的照射强度低于 40μw/cm^2时（距离 1m 处），无论如何延长照射时间，都不能达到满意的杀菌效果，此时的紫外线灯管还能发光，但应及时更换。对使用中的紫外线灯应 3～6 个月用紫外线辐射照度仪做一次强度检测，检测应按《消毒技术规范》的要求测定，在电压 220V、温度 20℃以上，相对湿度小于 60%、开灯 5min 后的稳定强度为紫外线杀菌灯的辐射强度；也可用紫外辐射强度化学指示卡测定，指示卡距灯管 1m 处，照射 1min 后光敏涂料由白色变为紫色，与标准色块相比，便可知灯管的辐射强度。因此，定期检测紫外线灯的照射强度，以便达到良好的消毒效果。

（2）灯管的数量与悬挂距离

紫外线灯管的数量要根据消毒空间的大小以及消毒空间的要求来定，一般空气消毒时，每 10m^2悬挂一支 30W 紫外线灯管为宜，悬挂高度一般不超过 2m，最高不超过 2.5m，因为消毒效果与距离成反向线性关系；用紫外线对物体表面进行消毒时，灯管距物体表面的距离一般不超过 1m，照射时间一般不少于 30min。另外，在安装紫外线灯管时，采用多盏灯且相互垂直来抵消暗区，防止死角的存在，以便达到理想的消毒效果。

（3）环境的湿度与温度

环境中的湿度增大，空气中的颗粒也随之增大，这样就阻碍了紫外线的穿透率，使有效杀菌率降低。在室温 11～17℃和相对湿度 30%～60% 的范围内杀菌效果良好。当室温不变而相对湿度增大 30% 时，紫外线的照射强度则下降 20%，当相对湿度达 80% 时，紫外线的杀菌率下降 30%～40%。因此，在紫外线消毒时，为达到良好的消毒效果，应注意保持室内的干燥。环境温度对紫外线的照射强度有一定的影响，温度过高或过低都会使照射强度降低，室温在 20～40℃范围内，紫外线的照射强度最大且稳定；室温为 4℃时，照射强度比最佳时下降 65%～80% 左右，极大地降低了消毒效果。在紫外线消毒时，一定要考虑到温度因素，适当调整消毒时间。

（4）微生物的数量、类型及悬浮物

微生物的数量愈多，所需紫外线的剂量愈大。不同的微生物类型对紫外线的耐受力也不同。细菌的芽孢、真菌的孢子对紫外线的耐受力较强，一般细菌的繁殖体对紫外线比较敏

感，一般细菌的芽孢较繁殖体对紫外线的耐受力强 2 ~ 7 倍。空气中悬浮物的存在也影响紫外线的消毒效果，它们能阻挡或吸收紫外线，使紫外线的照射强度降低，降低了紫外线的杀菌率，当空气中含有 800 ~ 900 个/cm^3尘粒时，紫外线的杀菌效能可降低 20% ~ 30%。由此可见，减少室内悬浮物的数量，根据室内微生物的情况制定适宜的照射时间是必要的。

3. 水消毒应用

在对水的消毒技术中，常用的方法是在水中加入氯进行消毒。但对于下水道流水的杀菌消毒，考虑到对生态系统的影响，在同样的杀菌效果下，也可用紫外线代替氯进行消毒杀菌。

4.3.2 排水泵房控制

排水泵房控制由变电所 MCC 实现，潜水轴流泵按运行要求设置现场手动按钮箱，操作箱面板上应设“手动/自动”转换开关。“手动”状态下，由按钮箱面板上的按钮直接控制潜水泵的运行；“自动”状态下，由现场 PLC 分控制站自动控制潜水泵的运行。

排水泵房设置 8 台潜水泵（6 用 2 备），PLC 系统根据泵井液位及高位井液位（潮位）进行控制，当外江潮位高于自流液位时，潜水泵将起动，直至外江潮位低于自流液位。泵的工作液位可设定。液位值可由操作人员键盘设定。水泵设为轮序控制，每次总是起动累计运行时间最短的一台水泵，而每次总是停止累计运行时间最长的一台水泵，使每台泵运行时间相等。

控制程序将使每台泵停止/起动间隔大于 10min（可设定），如发生故障应报警并将备用泵自动投入运行，控制程序使每一台泵每小时起动次数少于 6 次，且不论何种情况，不得同时起动 2 台及 2 台以上水泵。所有状态在上位监控系统可观察并记录，发生故障时在中控室有报警提示，提醒操作人员现场检查。起停泵组控制逻辑图如图 4-10 和图 4-11 所示。

LCS3 系统将根据出水泵房前池液位信号和出水高位井液位信号（在自流排放状态下可近似代表钱塘江当前潮位）自动控制 6 台水泵运行。在出水高位井液位 >4.46m（钱塘江平均高潮位）的情况下，当液位增加到某个设定值 H_1（$H_1 > L_0 > 7.5$m）时，PLC 将自动增加一套水泵投入运行，如果液位继续增加至另一个设定液位值 H_2 时，PLC 将自动再增加一台水泵投入运行，以此类推；如果出水泵房前池液位下降至某个设定值 L 时，PLC 将自动停止一套水泵运行，直至液位保持基本稳定，当出水泵房前池液位下降至 L_0 或出水高位井液位 ≤4.46m（钱塘江平均高潮位）时，PLC 将自动停止所有水泵运行，出水依靠拍门自流排放。出水泵房水泵起动、停止水位控制如表 4-4 所示。

表 4-4　出水泵房水泵起动、停止水位控制

泵开启台数		1 台泵开启	2 台泵开启	3 台泵开启	4 台泵开启	5 台泵开启	6 台泵开启
泵关闭台数	6 台机泵全关	5 台机泵关闭	6 台机泵关闭	6 台机泵关闭	6 台机泵关闭	6 台机泵关闭	
开泵水位		H_1	H_2	H_3	H_4	H_5	H_6
关泵水位	L_0	L_1	L_2	L_3	L_4	L_5	

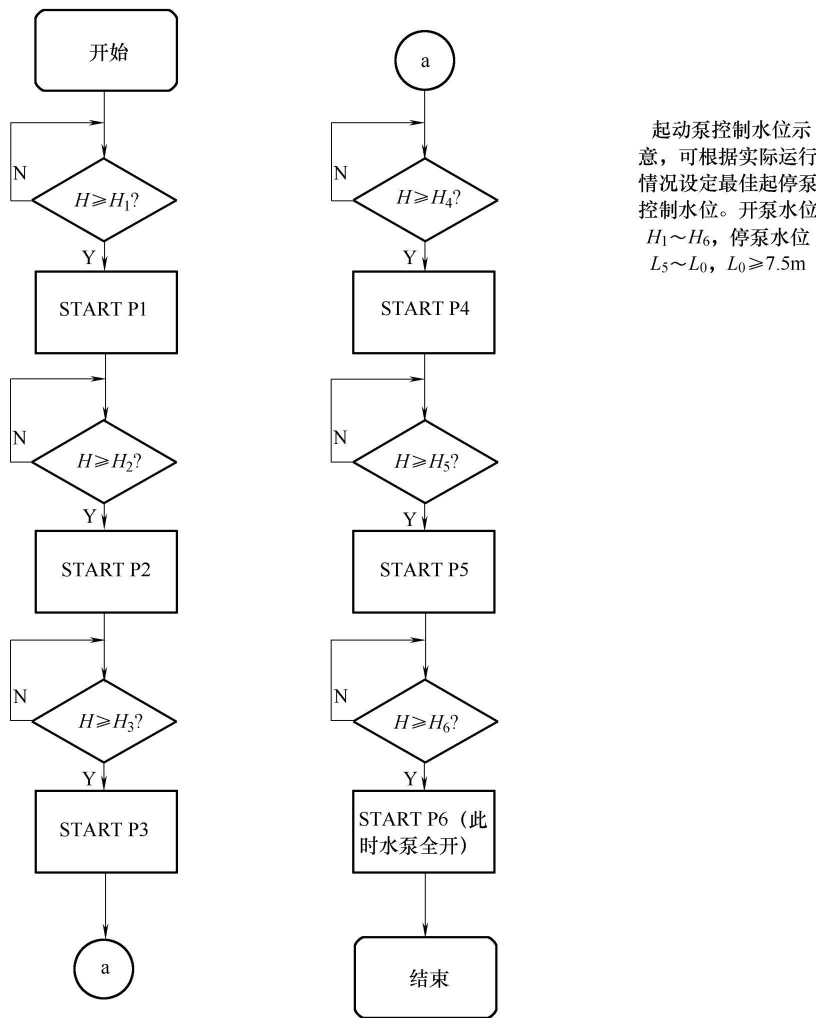


图 4-10　起动泵控制逻辑图

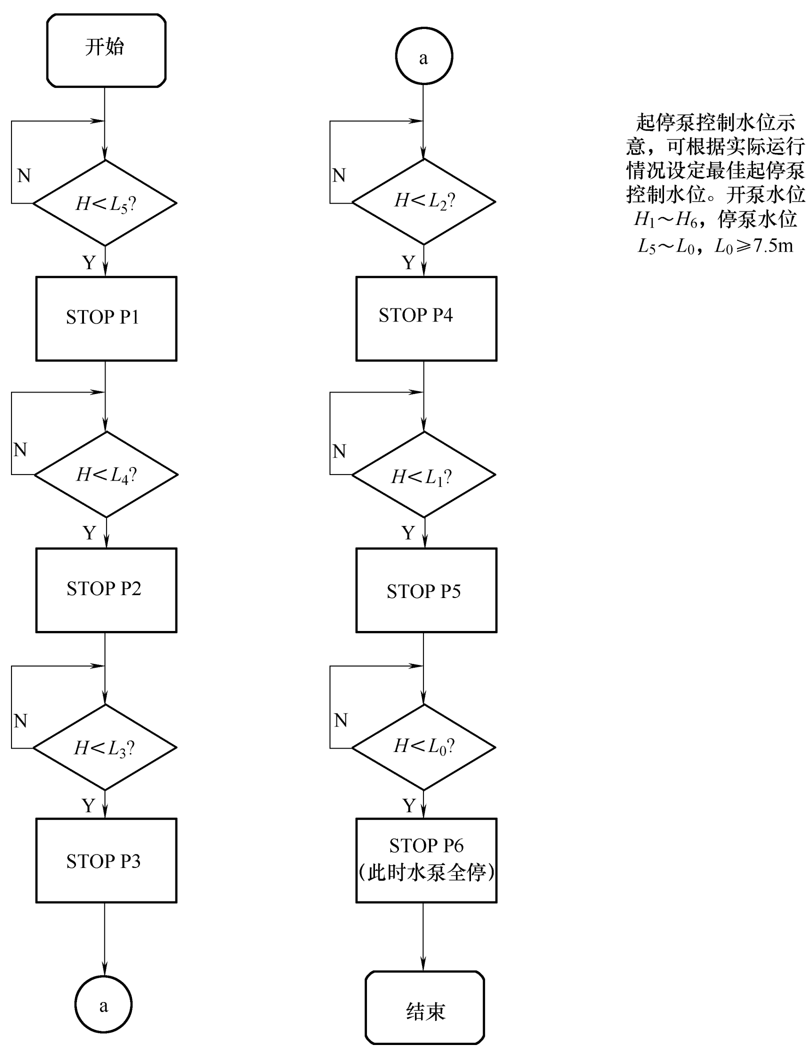

出水泵停泵流程
(P1～P8均为工频泵，其中P7、P8备用)
开始
N
H<L5?
Y
STOP P1
N
H<L4?
Y
STOP P2
N
H<L3?
Y
STOP P3
a
a
N
H<L2?
Y
STOP P4
N
H<L1?
Y
STOP P5
N
H<L0?
Y
STOP P6
(此时水泵全停)
结束
起停泵控制水位示意，可根据实际运行情况设定最佳起停泵控制水位。开泵水位H1～H6，停泵水位L5～L0，L0≥7.5m

图 4-11　停泵控制逻辑

第 5 章

污泥处理系统

5.1 污泥的处理与处置

5.1.1 概述

在水处理过程中，必然产生一定数量的污泥，污泥通常是指主要由各种微生物以及有机、无机颗粒组成的絮状物。污泥来自原水中的杂质和在处理过程中投加的物质，污泥的成分与原水及处理方法密切相关。原水中的杂质是无机的，产生的污泥也是无机的；原水中的杂质是有机的，则产生的污泥一般也是有机的；物理方法产生的污泥与原水中杂质相同，化学及物理化学法产生的污泥一般与原水中的杂质不同，生物处理方法产生的污泥是生物性的。例如以地面水为水源的净化处理中产生的主要是含铝或铁的无机污泥；以含铁锰地下水为水源的净水处理中产生的主要是含铁锰的无机污泥；在生活污水生化处理中产生的是生活型有机污泥。

根据污泥中物质的成分，将污泥分为有机污泥和无机污泥两大类。有机污泥通常称为污泥，以有机污泥为主要成分，具有易腐化发臭、颗粒较细、比重较小、含水率高且不易脱水的特性，是呈胶状结构的亲水性物质。无机污泥通常称为沉渣，以无机物为主要成分，具有颗粒较粗、比重较大、含水率低且易脱水的特性。

要使水处理系统正常运行和保证处理效果，必须及时将污泥从系统中排出。但是污泥如果直接排放到环境中，可能会造成环境污染，即二次污染；同时，污泥中的有用物质可以通过处理后回收利用，变害为利。因此，污泥的处理与处置已越来越多地受到人们的重视。

本节重点介绍城市污水处理中产生的有机污泥的处理与处置方法。

1. 污泥处理处置的方法

在污水处理过程中，污泥的产生量约占处理水量的 0.4% ~0.5% 左右（以含水率为 97% 计）。在污水处理厂的全部建设费用中，用于处理污泥的约占 20% ~50%，甚至高达 70%。所以污泥处理是污水处理系统的重要组成部分，必须予以重视。污泥处理的目的和原则有四：一是稳定化，通过稳定化处理消除恶臭；二是无害化处理，通过无害化处理，杀灭污泥中的虫卵及病微生物，去除或转化其中的有毒有害物质，合成有机物及重金属离子等；三是减量化处理，使之易于运输处置；四是利用，实现污泥的资源化。

污泥处理可供选择的方案大致有：

1） 生污泥→湿污泥池→最终处置；

2）生污泥→浓缩→自然干化→堆肥→最终处置；

3）生污泥→浓缩→消化→最终处置；

4）生污泥→浓缩→消化→自然干化→最终处置；

5）生污泥→浓缩→消化→机械脱水→最终处置；

6）生污泥→浓缩→机械脱水→干燥焚烧→最终处置。

第1）、2）方案是以堆肥、农用为主。当污泥符合农用肥料条件及附近有农、林、牧或蔬菜基地时可考虑采用方案1）；符合农用条件的污泥。在附近无法直接利用湿污泥时，可采用方案2）；方案3）4）5），以消化处理为主体，消化过程产生的生物能即沼气（或称消化气、污泥气）可作为能源利用，经消化后的熟污泥可直接处置，即方案3）；或进行脱水减容后处置，即方案4）、5）；第6）方案是以干燥焚烧为主，当污泥不适于进行消化处理或不符合农用条件，或受污水处理厂用地面积的限制等地区可考虑采用，焚烧产生的热能，可作为能源。

方案1）~方案6）的处理工艺由简到繁，工程投资和管理费亦由低到高。污泥处理方案选择时，应根据污泥的性质与数量、资金情况与运行管理费用、环境保护要求及有关法律与法规、城市农业发展情况及当地气候条件等情况，进行综合考虑后选定。

2. 污泥的分类

按污水的处理方法，即污泥从污水中分离的过程，污泥可分为以下几类。

1）初沉污泥：指污水一级处理过程中从初沉池分离出来的沉淀物；

2）剩余污泥：指活性污泥处理工艺二沉池产生的沉淀物；

3）腐殖污泥：指生物膜法污水处理工艺中二沉池产生的沉淀物；

4）化学污泥：指用化学沉淀法处理污水后产生的沉淀物。

生活污水污泥易于腐化，可进一步区分如下。

5）生污泥：指从水处理系统沉淀池排出来的沉淀物；

6）消化污泥：指生污泥经厌氧分解后得到的污泥；

7）浓缩污泥：指生污泥经浓缩处理后得到的污泥；

8）脱水干化污泥：指经脱水干化处理后得到的污泥；

9）干燥污泥：指经干燥处理后得到的污泥。

3. 污泥性质的指标

（1）污泥含水率

污泥中所含水分的重量与污泥总重量之比称为污泥的含水率。污泥的含水率一般都很高，比重接近于1。污泥的含水率、体积、重量及所含固体物浓度之间的关系可用式（5-1）表示：

$$\frac{V_1}{V_2}=\frac{W_1}{W_2}=\frac{100-p_2}{100-p_1}=\frac{C_2}{C_1} \tag{5-1}$$

式中 V_1、W_1、C_1——污泥含水率为 p_1 时污泥体积、重量与固体物浓度；

V_2、W_2、C_2——污泥含水率为 p_2 时污泥体积、重量与固体物浓度。

（2）污泥的脱水性能与污泥比阻

污泥脱水性能是指污泥脱水的难易程度，可用有关的过滤装置进行测算。污泥比阻也可反映污泥的脱水性能。

污泥比阻是指单位过滤面积上，单位干重滤饼所具有的阻力。

$$r = \frac{2PA^2}{\mu} \cdot \frac{b}{\omega} \tag{5-2}$$

式中　r——比阻，m/kg，1m/kg $= 9.81 \times 10^3 s^2/g$；

P——过滤压力，kg/m^2；

μ——滤液的动力黏滞度，$kg \cdot s/m^2$；

ω——滤过单位体积的滤液在过滤介质上截留的干固体重量，kg/m^3；

b——污泥性质系数，s/m^6。

（3）挥发性固体和灰分

挥发性固体可近似代表污泥中有机物含量，又叫灼烧减量；灰分代表无机物含量，又叫灼烧残渣。通过烘干、高温（550℃、600℃）、焚烧称重求得。

（4）可消化程度

污泥中的有机物，是消化处理的对象。有一部分易于分解（或称可被气化、无机化），另一部分不易或不能被分解，如纤维素、橡胶制品等。用可消化程度表示污泥中挥发性固体被消化降解的百分数。可消化程度用 R_d 表示，用下式计算：

$$R_d = \left(1 - \frac{p_{v2} p_{s1}}{p_{v1} p_{s2}}\right) \times 100 \tag{5-3}$$

式中　R_d——可消化程度,%；

p_{s1}，p_{s2}——生污泥及消化污泥的无机物含量（%）；

p_{v1}，p_{v2}——生污泥及消化污泥的有机物含量（%）。

（5）湿污泥比重与干污泥比重

湿污泥重量等于污泥所含水分重量与干固体重量之和。湿污泥比重等于湿污泥重量与同体积的水重量之比值。由于水的比重为 1，所以湿污泥比重 γ 可用下式计算：

$$\gamma = \frac{p + (100 - p)}{p + \frac{100 - p}{r_s}} = \frac{100 r_s}{p r_s + (100 - p)} \tag{5-4}$$

式中　γ——湿污泥比重；

p——湿污泥含水率（%）；

r_s——干污泥比重。

干固体物质由有机物（即挥发性固体）和无机物（即灰分）组成，有机物比重一般等于 1，无机物比重约为 2.5 ~2.65，以 2.5 计，则干污泥平均比重 r_s 为

$$r_s = \frac{250}{100 + 1.5 P_V} \tag{5-5}$$

式中　P_V——污泥中有机物含量的%。

确定湿污泥比重和干污泥比重，对于浓缩池的设计、污泥运输及后续处理都有实用价值。

（6）污泥的毒性与环境危害性

污泥的毒性和危害性主要由于其所含有的毒性有机物、致病微生物和重金属等。

污泥中含有的毒性有机物主要是难分解的有机氯杀虫剂、苯并芘、氯丹、多氯联苯等。由于这类污染物的浓度能在农作物中富集 10 倍以上，因此，可能对环境和人类具有长期危

害性。

污泥中含有比水中数量高很多的病原物，主要有细菌、病毒和虫卵等。常见的细菌有沙门氏菌、志贺细菌、致病性大肠杆菌、埃希氏杆菌和耶尔森氏菌等；常见的虫卵有蛔虫卵、绦虫卵等。因此，污泥必须在资源化利用之前进行消毒处理。

污泥中一般含有大量的重金属物质，其含量的高低取决于城市污水中工业废水所占比例及工业性质。污水经二级处理后，污水重金属离子约有 50% 以上转移到污泥中，因此污泥中的重金属离子含量一般都较高。故当污泥作为肥料使用时，要注意重金属离子含量是否超过我国农业部规定的《农用污泥标准》（GB4284-1984）。

（7）污泥的热值与可燃性

污泥的主要成分是有机物，可以燃烧，其可燃性用干基热值表示。干基热值是指单位重量的干固所具有的燃烧热值。根据经验，有机固体的干基热值≥6000kJ/kg 时，可稳定燃烧供热或发电。而城市污水处理的各类污泥中，新鲜污泥的热值较高，消化污泥热值较低，但其干基热值均大大超过 6000kJ/kg，所以干污泥具有较好的可燃性。然而，因为脱水后的湿污泥中所含水分一般在 70% ~80%，直接焚烧时去除水分还需消耗能量，所以，湿污泥的焚烧性并不理想，一般需加入辅助燃料方可稳定燃烧。

4. 污泥的输送

污泥在处理、最终处置或利用时都需要进行短距离或长距离（数百米至数十千米）的输送。

（1）污泥的输送方法

污泥输送的方法有管道、卡车、驳船以它们的组合方法。采用何种方法取决于污泥的数量与性质、污泥处理的方案、输送距离与费用、最终处置与利用的方式等因素。这里重点介绍管道输送。

污泥管道输送是污水处理厂内或长距离输送的常用方法。对污泥进行长距离输送时应考虑是否符合以下条件：污泥输送的目的地相当稳定；污泥的流动性能较好，含水率较高；污泥所含油脂成分较少，不会粘附于管壁而缩小管径增加阻力；污泥的腐蚀性低，不会对管材造成腐蚀或磨损；污泥的流量较大，一般应超过 $40m^3/h$。

管道输送，可分为重力管道与压力管道两种。重力管道输送时，管坡一般采用 0.01 ~0.02，管径不小于 200mm，中途应设置清通口，以便在堵塞时用机械清通或高压水（污水处理厂出水）冲洗。压力管道输送时，需要进行详细的水力计算。

管道输送具有卫生条件好，没用气味与污泥外溢，操作方便并利于实现自动化控制，运行管理费用低的优点。主要缺点是一次性投资大，一旦建成后，输送的地点固定，不灵活。所以，污泥量大时一般考虑采用管道输送，对于中小型污水处理厂，可以考虑选用卡车、驳船等输送方式。

（2）污泥输送设备

污泥进行管道输送或装卸卡车、驳船时，需要抽升设备，可用污泥泵或渣泵。

输送污泥用的污泥泵，在构造上必须满足不易被堵塞与磨损，耐腐蚀等条件。已经有效地用于污泥抽升的设备有隔膜泵、旋转螺栓泵、螺旋泵、混流泵、柱塞泵、PW 型及 PWL 型离心泵等。当需要扬程较高时，可选用 PW 型及 PWL 型离心泵，但当污泥含沙量较高，含纤维物较多时，叶轮易被磨损与堵塞，则不易选用。隔膜泵没有叶轮，不存在磨损与堵塞

问题。螺旋泵的特点是流量大、扬程低、效率稳定、不堵塞，为敞开式，常用于曝气池污泥回流、中途泵站等。

5. 污泥处理与处置

废水处理厂所产生的污泥通常具有含水率高，体积庞大的特点，特别是高浓度有机污泥易在微生物作用下腐烂，发出难闻的气味，并且多含有病原微生物、寄生虫以及重金属离子等有害成分，必须对其进行进一步的处理和处置，以保证废水处理厂的正常运行。污泥的处理主要包括去水处理（浓缩、脱水和干化）、稳定处理（生物稳定和化学稳定）、最终处置与利用（包括填埋、焚烧、堆肥等），图 5-1 所示为污泥处理与处置的一般流程。

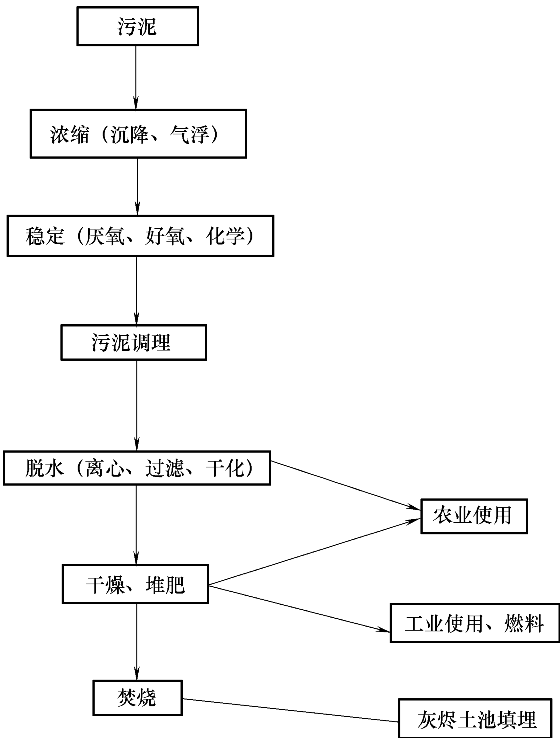


图 5-1　污泥处理与处置的一般流程

5.1.2　污泥浓缩

污泥浓缩是降低污泥含水率、减小污泥体积的有效方法。污泥浓缩主要减缩污泥的间隙水。经浓缩后的污泥近似糊状，仍保持流动性。

污泥浓缩的方法有沉降法、气浮法和离心法。在选择浓缩方法时，除了各种方法本身的特点外，还应考虑污泥的性质、来源、整个污泥处理流程及最终处置方式等。如沉降法用于浓缩初沉淀污泥和剩余活性污泥的混合污泥时效果较好；单纯的剩余活性污泥一般用气浮法浓缩，近年发展到部分采用离心法浓缩。

1. 沉降法

沉降法主要用于浓缩初沉污泥及初沉污泥和剩余活性污泥的混合污泥。按其运行方式可分为间歇式和连续式。

（1）间歇式污泥浓缩池

间歇式污泥浓缩池可建成矩形或圆形，如图 5-2 所示，此类浓缩池多用于小型污水处理厂（站）。

间歇式污泥浓缩池设计的主要参数是停留时间。如果停留时间太短，浓缩效果不好；太长不仅占地面积大，还可能造成有机物厌氧发酵，破坏浓缩过程。停留时间的长短最好经过试验决定，在不具备试验条件时，可按不大于 24h 设计，一般取 9 ~ 12h。

浓缩池的上清液，应回流到初沉池前重新进行处理。

（2）连续式污泥浓缩池

连续运行的浓缩池可采用沉淀池的形式，一般为竖

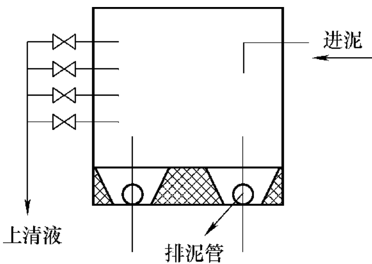


图 5-2　间歇式污泥浓缩池

流式（或辐流式），如图 5-3 所示。

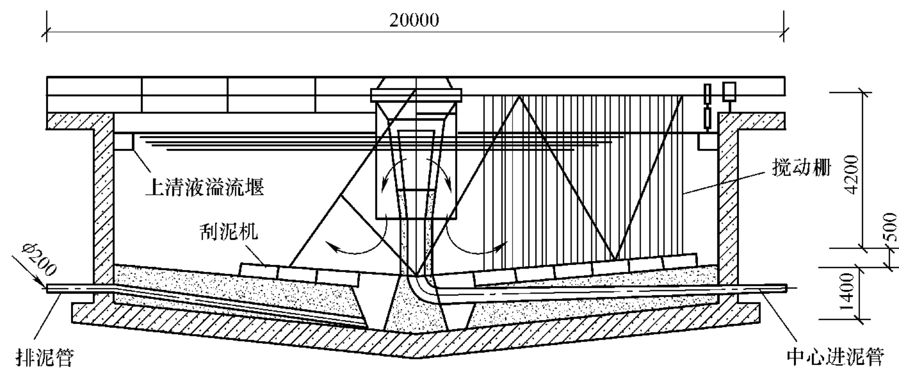


图 5-3　连续式污泥浓缩池

连续式浓缩池的合理设计与运行取决于对污泥沉降特性的确切掌握。污泥的沉降特性与固体浓度、性质及来源有密切关系。所以在设计时，最好先进行污泥浓缩试验，掌握沉降特性，得出设计参数。设计参数主要包括：

1）浓缩池的固体通量：单位时间内，通过浓缩池任一断面的干固体量［$kg/(m^2 \cdot h)$ 或 $kg/(m^2 \cdot d)$］。

2）水力负荷：单位时间内，通过单位浓缩池表面积的上清液溢流量［$m^3/(m^2 \cdot h)$ 或 $m^3/(m^2 \cdot d)$］。

3）水力停留时间（h 或 d）。

对于新建厂，无法通过试验求得上述设计参数时，可参考经验数据。表 5-1 列出了一些固体通量的常用数据。

表 5-1　重力浓缩池固体负荷及浓缩前后污泥浓度

污 泥 类 型	入流污泥含固率（%）	浓缩后污泥含固率（%）	固体通量/($kg \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$)
单一的污泥			
初次沉淀池（PRI）	2～7（3～5）	5～10（8～10）	3.92～5.88（3.33～5.0）
生物滤池（TF）	1～4	3～6	1.47～1.96
生物转盘（RBC）	1～3.5	2～5	1.47～1.96
剩余活性污泥（WAS）	0.4～0.8	2.5	0.83～1.25
普通法曝气	0.5～1.5	2～3	0.49～1.47
纯氧曝气	0.5～1.5	2～3	0.49～1.47
延时曝气	0.2～1.0	2～3	0.98～1.47
消化后的初沉池污泥	8	12	4.9
热处理污泥			
PRI	3～6	12～15	7.84～10.29
PRI + WAS	3～6	8～15	5.88～8.82
WAS	0.5～1.5	6～10	4.41～5.88

（续）

污 泥 类 型	入流污泥含固率（%）	浓缩后污泥含固率（%）	固体通量/(kg·m^{-2}·h^{-1})
其它污泥			
PRI + WAS	0.5 ~ 1.5	4 ~ 6	0.98 ~ 2.94
PRI + TF	2.5 ~ 4.0	4 ~ 7	1.47 ~ 3.43
RPI + RBC	2 ~ 6	5 ~ 8	1.96 ~ 3.43
WAS + TF	0.5 ~ 2.5	2 ~ 4	0.49 ~ 1.47
厌氧消化后的污泥			
PRI + WAS	4	8	2.94

按固体通量计算出浓缩池的面积之后，应与按水力负荷核算的面积相比较，取其大值。初沉污泥最大水力负荷可取 1.2 ~ 1.6$m^3/(m^2 \cdot h)$，剩余活性污泥取 0.2 ~ 0.4$m^3/(m^2 \cdot h)$。

浓缩池的有效水深一般采用 4m，当采用竖流式浓缩池时，其水深按沉淀部分的上升流速不大于 0.1mm/s 计算。浓缩池容积应按污泥在其中停留 10 ~ 16h 进行核算，不宜过长。

2. 气浮浓缩法

气浮浓缩是依靠微小气泡与污泥颗粒产生粘附作用，使污泥颗粒的密度小于水而上浮，并得到浓缩。气浮法对于浓缩密度接近于水的、疏水的污泥尤其适用，对于浓缩时易发生污泥膨胀的、易发酵的剩余活性污泥，其效果尤为显著。目前，浓缩污泥最常用的方法是压力溶气气浮。

（1）气浮浓缩系统的组成

气浮浓缩系统主要由加压溶气装置和气浮分离装置两部分组成。图 5-4 所示是气浮浓缩的典型工艺流程。

加压溶气装置，目前较常用的有“水泵—空压机式溶气系统”和“内循环式泵环射流溶气系统”。

溶气罐一般按加压水停留 1 ~ 3min 设计，溶气效率为 50% ~ 90%，绝对压力采用 $2.5\times10^5 \sim 5\times10^5$Pa。

气浮分离装置（气浮浓缩池）有矩形的平流式和圆形的升斗流式，可以排除难以上浮而沉淀的流式之分。前者使用得多，其底部呈 55° ~ 60°斗形。当采用平底时，应考虑如何定期清除积存于底部的沉淀物。

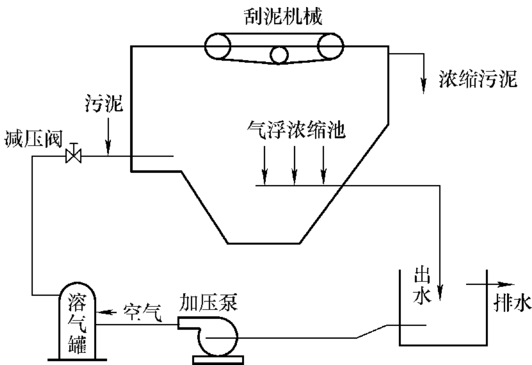


图 5-4　气浮浓缩工艺流程

据国外资料介绍，污泥在气浮浓缩池中的平均停留时间建议不小于 20min。

由于污泥浓缩效果的优劣与污泥颗粒粘附微气泡的情况有关，在设计时，应选用合适的释放器，以获得高质量的微气泡，同时也应使减压后的溶气水与入流污泥在某一固定混合容器或管段内充分混合，以达到较好的污泥浓缩效果及降低溶气水量的目的。

（2）气浮浓缩法的主要设计参数

设计气浮浓缩池的主要参数有污泥负荷、气固比、水力负荷、回流比等。

气固比是指溶气水经减压释放出的空气量与需浓缩的固体量之重量比，常用 A_S 表示。

回流比是加压溶气水量与需要浓缩的污泥量的体积比，通常以 R 表示。

在有条件时，设计前应进行必要的试验，针对污泥及溶气水的特性，求得在不同压力下，不同污泥负荷、水力负荷时的污泥浓缩效果以及出水的悬浮固体浓度、回流比、气固比等，从而决定最佳设计参数。

在缺乏试验条件时，气固比（A_S）一般取 0.01 ~ 0.04；水力负荷取 40 ~ 80m³/(m² · 天)；回流比（R）一般为 25% ~ 35%，亦可按所需空气量计算；污泥负荷可参考表 5-2 取值。

回流比可按以下公式，根据所需空气量计算：

$$A_S = \frac{A_a}{S} = \frac{S_a R(fP - 1)}{\rho_0} \tag{5-6}$$

式中 A_S——气固比；

A_a——所需空气量，g/h；

S——进入气浮池的固体总量（不计回流水 SS），g/h；

S_a——一定温度下，101325Pa 时的空气饱和溶解度，mg/L；

ρ_0——入流污泥浓度，g/m³；

R——回流比；

P——绝对大气压（表压），Pa；

f——溶解效率，当溶气罐内加填料及溶气时间为 2 ~ 3min 时，$f = 0.9$，不加填料时，$f = 0.5$。

表 5-2　气浮池污泥负荷

污 泥 种 类	负荷/(kg · m⁻²/天)
空气曝气的活性污泥	25 ~ 75
空气曝气的活性污泥经沉淀后	50 ~ 100
纯氧曝气的活性污泥经沉淀后	60 ~ 150
50% 出沉淀池污泥 + 50% 活性污泥经沉淀后	100 ~ 200
初次沉淀池污泥	至 260

3. 离心浓缩法

离心浓缩法的原理是利用污泥中固、液相的密度不同，在高速旋转的离心机中受到不同的离心力而使两者分离，达到浓缩的目的。被分离的污泥和水分别由不同的通道导出机外。

离心浓缩机呈全封闭式，可连续工作。一般用于浓缩剩余活性污泥等难脱水物。污泥在机内停留时间只有 3min 左右，出泥含固率可达 4% 以上。由于工作效率高，占地面积小，卫生条件好等特点，离心法在国外利用较高。在国内也日益受到重视。

衡量离心浓缩效果的主要指标有出泥含固率和固体回收率等。固体回收率即浓缩后污泥的固体总量与入流污泥中的固体总量的比值。固体回收率越高，分离液中的浓度则越低，泥水分离效果越好，浓缩效果亦越好。

在浓缩剩余活性污泥时，为了取得好的浓缩效果，得到较高的出泥含固率（>4%）和固体回收率（>90%），一般需要 PFS（聚合硫酸铁）、PAM（聚丙烯酰胺）等助凝剂。而

使用气浮法浓缩剩余活性污泥时，不需要任何化学助凝剂即可达到污泥含固率大于 4% 、出水（分离液）的 SS≤100mg/L 的效果。这是与气浮法相比，离心法的缺点之一。

离心法的另一个缺点是电耗很大，在达到相同的浓缩效果时，其电耗约为气浮法的 10 倍。

用于污泥浓缩的离心机机型主要有转筒式、盘式、篮式等，可参阅有关设计手册。表 5-3列举出一些转筒式离心机的运行参数，可供参考。

表 5-3　转筒式离心机用于污泥浓缩的运行参数

污 泥 种 类	入流污泥 含固率（%）	浓缩后污泥 含固率（%）	高分钟聚合物需要量/ （g/kg 污泥干固体）	固体物质 回收率（%）
剩余活性污泥	0.5~1.5	8~10	0	85~90
			0.5~1.5	90~95
厌氧消化污泥	1~3	8~10	0	80~90
			0.5~1.5	90~95
普通生物滤池污泥	2~3	8~9	0	90~95
		9~11	0.75~1.5	95~97

5.1.3　污泥稳定

稳定污泥的常用方法是消化法（厌氧生物处理法）。小型污水厂也有采用好氧消化法、氯化氧化法、石灰稳定法和热处理等方法使污泥性质得到稳定。

好氧消化法类似活性污泥法，在曝气池中进行，曝气时间长达 10~20 天左右，依靠有机物的好氧代谢和微生物的内源代谢稳定污泥中的有机组成。氯气氧化法在密闭容器中完成，向污泥投加大剂量氯气，接触时间不长；实质上主要是消毒，杀灭微生物以稳定污泥。石灰稳定法中，向污泥投加足量石灰，使污泥的 pH 值高于 12，抑制微生物的生长。热处理法既可杀死微生物借以稳定污泥，又可破坏泥粒间的胶状性能改善污泥的脱水性能。在美国有两种商业方法，都是在较高温度（150~200℃）和较大压力（1~2MN/m^2）下处理污泥。

厌氧消化是对有机污泥进行稳定处理的最常用方法。一般认为，当污泥中的挥发性固体量降低 40% 左右即可认为已达到污泥的稳定。

在污泥中，有机物主要以固体状态存在。因此，污泥的厌氧消化包括：水解、酸化、产乙酸、产甲烷等过程。有机废水的厌氧处理，也包括以上几个过程。一般认为，产甲烷过程是控制整个废水厌氧处理的主要过程；而在污泥的厌氧消化中，则认为固态物的水解、液化是主要的控制过程。

厌氧消化产生的甲烷能抵消污水厂所需要的一部分能量，并使污泥固体总量减少（通常厌氧消化使 25% ~50% 的污泥固体被分解），减少了后续污泥处理的费用。消化污泥是一种很好的土壤调节剂，它含有一定量的灰分和有机物，能提高土壤的肥力和改善土壤的结构。消化过程尤其是高温消化过程（在 50~60℃ 条件下），能杀死致病菌。

尽管有如上的优点，厌氧消化也有缺点：投资大，运行易受环境条件的影响，消化污泥不易沉淀（污泥颗粒周围有甲烷及其它气体的气泡），消化反应时间长等。

1. 污泥厌氧消化法的发展和分类

根据操作温度，污泥厌氧消化分为中温消化（Mesophilic Digestion）和高温消（Thermophilic Digestion）等。高温消化运行的能耗大大高于中温消化，只有当条件非常有利于高温消化或要求特殊时才会采用。

根据负荷率，又可分为低负荷率和高负荷率两种。

低负荷率消化池是一个不设加热，搅拌设备的密闭的池子，池液分层，如图 5-5 所示，它的负荷率低，一般为 0.5 ~ 1.6VSS/m³ · 天，消化速度慢，消化期长，停留时间 30 ~ 60 天。污泥间歇进入，在池内经历了产酸、产气、浓缩和上清液分离等所有过程。产生的沼气（消化气）气泡在上升时有一定的搅拌作用。池内形成三个区——上部浮渣区、中间为上清液、下部污泥区。顶部汇集消化产生的沼气并导出。经消化的污泥在池底浓缩并定期排出。上清液回流到处理厂前端，与进厂污水混合。

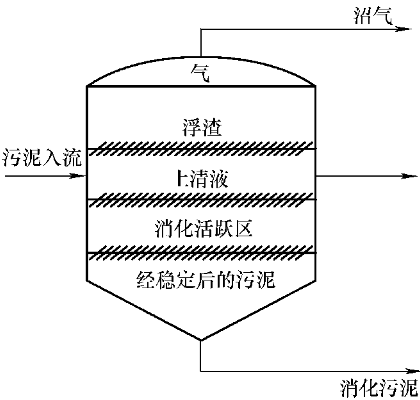


图 5-5　低负荷率厌氧消化池

高负荷率消化池的负荷率达 1.6 ~ 6.4VSS/m³ · 天或更高，与低负荷率池的区别在于连续运行，设有加热、搅拌设备；连续进料和出料；最少停留 10 ~ 15 天；整个池液处于混合状态，不分层；浓度比入流污泥低。高负荷率消化池常设两级，第二级不设搅拌设备，作泥水分离和缩减泥量之用，如图 5-6 所示。

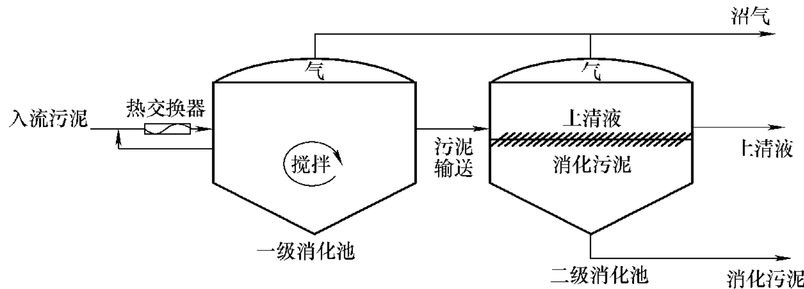


图 5-6　两级高负荷率厌氧消化系统

随着工艺的发展，又出现了两级消化工艺。它根据厌氧分解的两阶段理论，把产酸和产沼气阶段分开，使之分别在两个池子内完成，如图 5-7 所示。该工艺的关键是如何使两阶段分开，方法有投加相应的菌种抑制剂，调节和控制停留时间、回流比等。

2. 影响污泥消化的主要因素

（1）pH 值和碱度

厌氧消化首先产生有机酸，使污泥的 pH 值下降，随着甲烷菌分解有机酸时产生的重碳酸盐不断增加，使消化液的 pH 值得以保持在一个较为稳定的范围内。

酸化菌对 pH 值的适应范围较宽，而甲烷菌对 pH 值非常敏感，微小的变化都会使其受抑，甚至停止生长。消化池的运行经验表明，最佳的 pH 值为 7.0 ~ 7.3。为了保证厌氧消化的稳定运行，提高系统的缓冲能力和 pH 值的稳定性，要求消化液的碱度保持在 2000mg/L

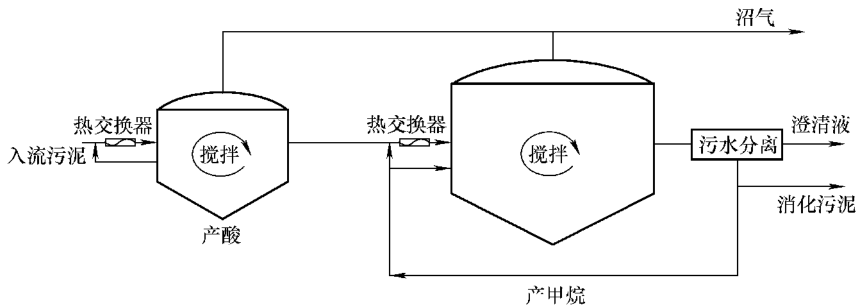


图5-7　两级厌氧消化系统

以上（以 $CaCO_3$ 计）。

（2）温度

试验表明，污泥的厌氧消化受温度的影响很大，一般有两个最优温度区段：在34～35℃叫中温消化，在50～55℃叫高温消化。温度不同，占优势的细菌种属不同，反应速率和产气率都不同。高温消化的反应速率快，产气率高，杀灭病原微生物的效果好，但由于能耗较大，难以推广应用。在这两个最优温度区以外，污泥消化的速率显著降低，如图5-8所示。另外，有的研究还表明，对某些污泥，高温消化的最优温度不在50～55℃，而在45℃左右。

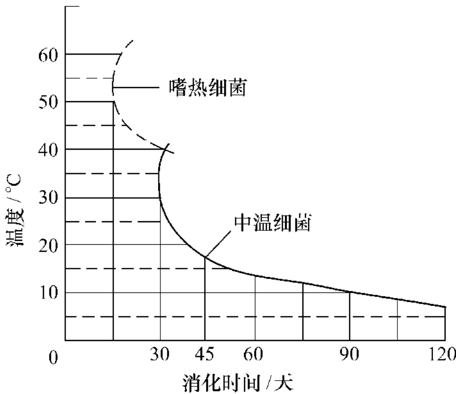


图5-8　消化池内污泥消化时间与池内温度的关系

（3）负荷

厌氧消化池的容积决定于厌氧消化的负荷率。负荷率的表达方式有两种：容积负荷（用投配率为参数）；有机物负荷（用有机负荷率为参数）。

以往，有按污泥投配率计算消化池体积的。所谓投配率是指日进入的污泥量与池子容积之比，在一定程度上反映了污泥在消化池中的停留时间（投配率，即池的水力倒数就是生污泥在消化池中的平均停留时间。例如，投配率为5%，即池的水力负荷率为 $0.05m^3/m^3$ · 天，停留时间为1/0.05＝20天）。以水力逗留时间为参数负荷率，对生物处理构筑物是不十分科学的。投配率相同，而含水率不同时，则有机物量与微生物量的相对关系可相差几倍。

有机物负荷率是指每日进入的干泥量与池子容积之比。干泥单位：kg/m^3 · 天。它可以较好地反映有机物量与微生物量之间的相对关系。同时要注意，容积负荷较低时，微生物的反应速率与底物（有机物）的浓度有关。在一定范围内，有机负荷率大，消化速率也高。

从现在的认识来看，有机物的稳定过程要经过一定的时间，也就是说污泥的消化期（生污泥的平均逗留时间）仍然是污泥消化过程的一个不可忽视的因素。因此，用有机物容积负荷计算消化池容积时，还要用消化时间进行复核。消化时间，可以是指固体平均停留时间，也可以指水力停留时间。消化池在不排出上清液的情况下，固体停留时间与水力停留时间相同。我国习惯上计算消化时间时不考虑排出上清液，因此消化时间是指水力停留

时间。

（4）消化池的搅拌

在有机物的厌氧发酵过程中，让反应器中的微生物和营养物质（有机物）搅拌混和，充分接触，将使得整个反应器中的物质传递、转化过程加快。实践证明，通过搅拌，可使有机物充分分解，增加了产气量（搅拌比不搅拌可提高产气量 20% ~30%）。此外，搅拌还可打碎消化池面上的浮渣。

在不进行搅拌的厌氧反应器或污泥消化池中，污泥成层状分布，从池面到池底，越往下面，污泥浓度越高，污泥含水率越低，到了池底，则是在污泥颗粒周围只含有少量水。在这些水中饱含了有机物厌氧分解过程中的代谢产物，以及难以降解的惰性物质（尤其在池底大量积累）。微生物被这种含有大量代谢产物、惰性物质的高浓度水包围着，影响了微生物对养料的摄取和正常的生活，以致降低了微生物的活性。如果通过搅拌，则可使池内污泥浓度分布均匀，调整了污泥固体颗粒与周围水分之间的比例关系，同时亦使得代谢产物和难降解物不在池底过多积累，而是在整个反应器内分布均匀。这样就有利于微生物的生长繁殖和提高它的活性。

由于不进行搅拌，反应器底部的水压较高，气体的溶解度比上部的要大。如果通过搅拌，使底部的污泥（包括水分）翻动到上部，这样，由于压力降低，原有大多数有害的溶解气体可被释放逸出；其次，由于搅拌时产生的振动也可使得污泥颗粒周围原先附着的小气泡（有时由于不搅拌还可能形成一层气体膜）被分离脱出。此外，微生物对温度和 pH 值的变化也非常敏感，通过搅拌还能使这些环境因素在反应器内保持均匀。

根据甲烷菌的生长特点，搅拌亦不需要连续运行，过多的搅拌或连续搅拌对甲烷菌的生长也并不有利。目前一般在污泥消化池的实际运行中，采用每隔 2h 搅拌 1 次，约搅拌 25min 左右，每天搅拌 12 次，共搅拌 5h 左右。

5.1.4 污泥的调理

1. 概述

消化污泥、剩余活性污泥、剩余活性污泥与初沉污泥的混合污泥等在脱水之前应进行调理，以改善污泥的脱水性能。

城市污水厂污泥中的固体物质主要是胶质微粒，与水的亲和力很强，其脱水非常困难。所谓调理就是破坏污泥的胶态结构，减小泥水间的亲和力，改善污泥的脱水性能。污泥的调理方法有加药调理法、淘洗加药调理法、加热调理法、冷冻调理法、加骨粒调理法等。其中加药调理法功效可靠，设备简单，操作方便，被长期广泛采用。

污泥调理，采用化学调理可以提高污泥干化床的效率，投加有机高分子絮凝剂可以显著提高渗滤脱水速率。如当投加硫酸铝［$Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$］时，除了有絮凝作用以外，硫酸铝还能与溶解在污泥中的碳酸盐作用，产生大量的二氧化碳气体，使污泥颗粒上浮到表面，就能见到混凝脱水效果，干化时间大致可以减少一半。

2. 污泥脱水性能的评价指标

布滤是最通用的污泥脱水方法。衡量污泥脱水性能的研究常着眼于污泥过滤的难易，即滤速的快慢。人们先后提出了二个指标。比阻抗值和毛细吸水值。后者测定设备简单，操作方便简捷，特别适于调理剂的选择和剂量的测定。

（1）比阻抗值

由泊肃列斯—达西（Poiseilles-D'arcy）定律和卡门—科克利（Carmen—Coakley）的发展和补充，得出的过滤基本方程式为

$$\frac{\mathrm{d}V}{\mathrm{d}t}=\frac{PA^2}{\mu(r\rho_c V+R_m A)} \tag{5-7}$$

式中　$\mathrm{d}V/\mathrm{d}t$——过滤速度，m^3/s；

V——滤出液体积，m^3；

t——过滤时间，s；

P——过滤压力（滤布前后的压力差），N/m^2；

ρ_c——单位体积滤出液所得滤饼干重，kg/m^3；

r——污泥过滤比阻抗，m/kg；

R_m——过滤开始时单位过滤面积上过滤介质的阻力 m/m^2；

μ——过滤开始时单位过滤面积上过滤介质的阻力，$N\cdot s/m^2$。

当 P 为常数值时，式（5-8）可积分并整理成为下式：

$$\frac{t}{V}=\left(\frac{\mu r\rho}{2pA^2}\right)V+\frac{\mu R_m}{pA} \tag{5-8}$$

t/V 与 V 呈直线关系，其斜率为

$$b=\frac{\mu r\rho_c}{2pA} \tag{5-9}$$

由此

$$r=\frac{2bpA^2}{\mu\cdot\rho_c} \tag{5-10}$$

过滤比阻抗 r 的物理意义是单位干重滤饼的阻力，比阻抗值越大的污泥，越难过滤，其脱水性能也越差。

（2）毛细吸水时间

毛细吸水时间（Capillary Suction Time，CST）由巴斯构维尔（Baskerville）和加尔（Gale）于 1968 年提出。其值等于污泥与滤纸接触时，在毛细管作用下，水分在滤纸上渗透 1cm 长度的时间，单位为 s。

他们发现在一定范围内污泥的毛细吸水时间与其比阻抗值有关系。同济大学对上海污水厂污泥的研究结果也表明，比阻抗值 r 与毛细吸水时间 CST 的对数具有线性关系。

CST 的测定装置如图 5-9 所示。一无底圆环放在滤纸上，滤纸放在一绝缘底板上。板面刻有间距为 1cm 的两个同心圆。并有 o、a、b 三个电触点，o、a 在内圆上，b 在外圆上。泥环与两圆同心。当污泥倒入泥环，其水分渗入滤纸，并向外渗出，当水分触及 o 点和 a 点时，两触点间的电路接通，设在 oa 电路上的放大器得到一个电信号，向继电器发出一个电脉冲（约历时 0.2s），继电器与一计算器的“秒表”功能相连通，开始计时。滤纸上湿润圈继续扩大，触及 b 点时，设在电路 ob 上的放大器得到信号，通过另一继电器向计算

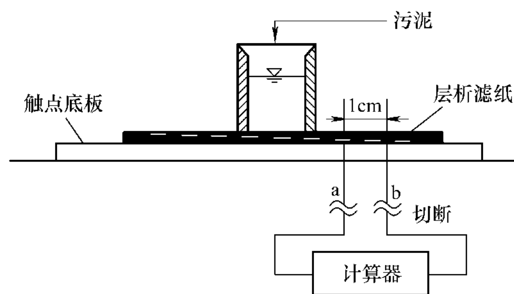


图 5-9　CST 值测定装置示意图

器发出一个信号，秒表停止工作，计算器上所显示的数值即 CST 值。CST 值越大，污泥的脱水性能越差。

上述两个污泥脱水性能评价指标，当采用压滤或吸滤的方法进行污泥脱水时，可以相对评价某种污泥的脱水性能的好坏。

5.1.5 污泥脱水

1. 概述

污泥脱水的作用是去除污泥中的毛细水和表面附着水，从而缩小其体积，减轻其重量。经过脱水处理，污泥含水率能从 96% 左右降到 60% ~80% 左右，其体积为原体积的 1/10 ~ 1/5，有利于运输和后续处理。因此，世界各国都比较重视污泥脱水技术。在国外，经过脱水处理的污泥量占全部污泥量的比例普遍较高，欧洲的大部分国家达 70% 以上，日本则高达 80% 以上。多数国家普遍采用的脱水机械为板框压滤机、带式压滤机和离心机，也有采用干化床对污泥进行自然干化。现代的干化污泥含水量常为 10% ~40% 。

据 20 世纪 80 年代的污泥资料统计，西欧国家有 69.4% 的污泥经过了脱水处理，其中经机械脱水的污泥为 51.4% ，经自然脱水干化的污泥为 16.9% ，经其它方法脱水的约 1.0% 。

2. 污泥的自然干化

污泥的自然干化是一种简便经济的脱水方法，曾经广泛采用，有污泥干化床和污泥塘两种类型。它们都是利用自然力量而将污泥脱水的，适用于气候比较干燥、用地不紧张以及环境卫生条件允许的地区。目前，污泥塘的使用较少。

污泥干化床是一片平坦的场地，污泥在干化床上由于水分的自然蒸发和渗透逐渐变干，体积逐渐减小，流动性逐渐消失。污泥的含水率可降低到 65% 。尽管这种方法需要大量的场地和劳动力，但仍有不少中小规模的污水处理厂采用。一般认为该法用于 50000 以下服务人口的城镇还是经济的。

污泥干化床脱水效果的影响因素

影响污泥干化床脱水效果的因素主要是气候条件和污泥性质。

（1）气候条件

由于污泥中占很大比例的水分是靠自然蒸发而干化的，因此气候条件如降雨量、蒸发量、相对湿度、风速和年冰冻期等对于干化床的效果影响很大。研究结果表明，水分从污泥中蒸发的数量为从清水中蒸发量的 75% 左右，降雨量的 57% 左右会被污泥所吸收。在计算干化床蒸发量时，应予以考虑。在多雨潮湿地区不宜采用露天干化床。

（2）污泥性质

污泥的性质同样影响着干化床的自然蒸发和渗滤效果，如图 5-10 所示。

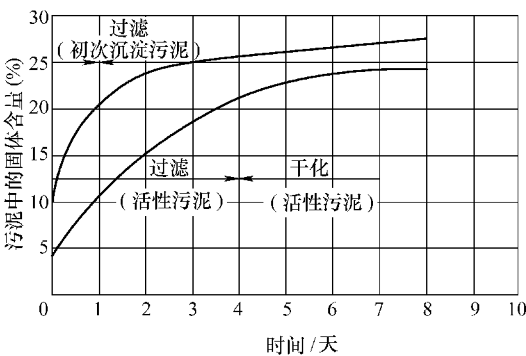


图 5-10 干化场上污泥的脱水与干燥过程

消化污泥干化时，污泥中所含的气体起着重要作用。从消化池底部排出的污泥中，在消化池内的水压作用下，气体处于压缩和溶解状态，污泥排到干化床后，所释放出的

气泡把污泥颗粒挟带到泥层表面，降低了污泥水的渗透阻力，提高了渗滤效果。而脱水性能差的污泥，渗滤效果就差，这种污泥的干化主要依靠表面自然蒸发作用。

5.2　流化床焚烧炉焚烧工艺特性

5.2.1　污泥焚烧工艺的工作原理

由于污泥含水量高，直接焚烧会导致燃烧不稳定，大量水蒸气的产生会损失一部分的潜热，也会对壁面产生腐蚀，并且由于目前大部分燃烧炉的设计对象是高热值或者中高热值燃料，而干化后的污泥的热值又接近褐煤，因此将污泥直接焚烧前进行干化处理是十分有必要的。

传统的脱水污泥直接焚烧处理，因其发热值太低，需加入辅助燃料以维持过程的自持进行，导致处理成本明显增加，这也是目前焚烧法难以推广的原因之一。因此，本文主要采用的技术路线是将含水率 78% 以上的城市污水污泥通过采用复合干化器干化后，制作成污泥颗粒燃料，然后送入循环流化床锅炉进行焚烧，焚烧后的热量回收用于污泥干化，最终以污泥与煤的合适配比完成污泥的完全焚烧。

杭州七格污水处理厂污泥处置系统采用了污泥干化加焚烧的处置工艺，是杭州污水厂污泥综合处置示范工程，最终实现污水处理厂脱水污泥处置的减量化、无害化、稳定化。处置工艺是国内自行研究开发的，工程由中国市政工程华北设计研究院设计，污泥最大日处理规模为 100 吨/天（含水率为 75% ~80%）。

污泥焚烧工艺采用循环流化床一体化焚烧工艺，即将脱水后污泥经干化后送入循环流化床炉内焚烧。污泥焚烧系统主要由污泥干化、循环流化床焚烧、高温烟气回收、烟气净化及除尘等相关部分组成。

根据污泥焚烧工艺的特点，在分析自动控制系统构成的基础上，设计的污泥焚烧工艺流程如图 5-11 所示。

具体的工作过程主要包括焚烧部分和干化部分，箭头指向的方向表示气体、污泥、油的流动方向。

焚烧部分主要设备包括循环流化床焚烧炉、旋风分离器及气动分配阀。焚烧部分工作过程：循环流化床焚烧干化污泥产生高温烟气，经旋风分离器分离下来的循环灰通过气动分配器，一部分（粗实线）返回焚烧炉继续燃烧，另一部分（粗实线）进入复合干化器干化污泥。

从旋风分离器出来的高温烟气（双线）经过换热器余热回收装置，给导热油加温，烟气经换热器降温至 160℃以下，再经烟气净化器、布袋除尘器后，通过引风机由烟囱排出。

干化部分主要设备包括复合干化器、分离器、冷凝器、汽水分离器。干化部分工作过程：含水率 78% 左右的脱水污泥通过污泥投加装置进入复合干化器，与循环热灰混和干燥；同时，受高温烟气回收装置的导热油管加热，在流化状态下进行干化。

当含水率降低到 20% 以下时，干化污泥从干化器中连续排出并送入循环流化床焚烧炉燃烧；复合干化器排出的废气及细灰，经细粉分离器、冷凝器、汽水分离器后，由高压风机送回复合干化器。

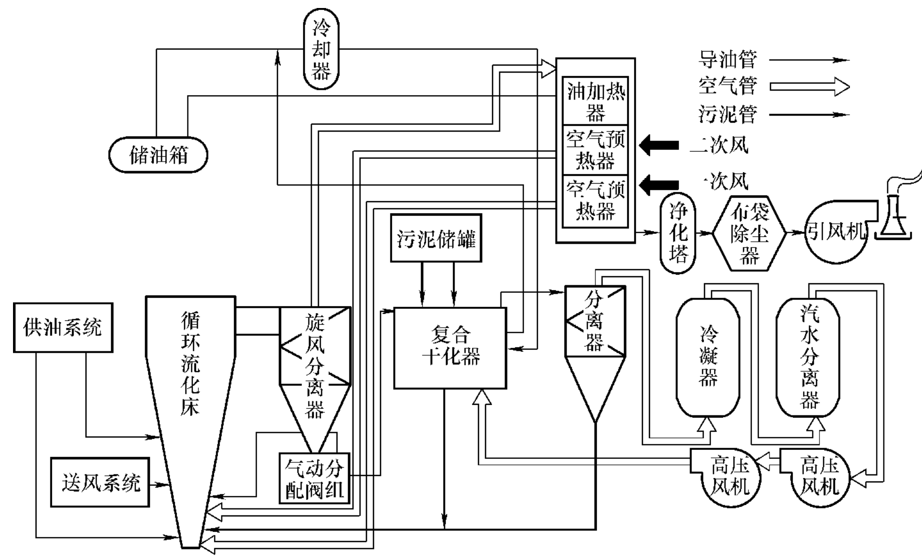


图 5-11　污泥焚烧工艺流程图

1. 干化系统

湿污泥干化过程采用两种不同方式进行，先将脱水污泥通过污泥给料装置送入流化复合干化器内与焚烧炉部分热灰直接混合，然后通过送风机将污泥送入设有导热油换热盘管干燥器内，并在流化状态下对其进行进一步干化。当污泥含水率降低至 20% 以下时，干化污泥从干化器中连续排出，由输送设备送入循环流化床内进行燃烧。干化器排出的气体及细灰，经细粉分离器、冷凝器、除雾器后经引风机和送风机循环至复合污泥干化器，剩余细灰送入焚烧炉作焚烧处理。

干化系统运行与操作步骤如下：

1）复合干化器填充底料，底料应淹没换热器的盘管，循环风量必须满足干料的流化。

2）循环风通过复合干化器下部的风箱，循环气体均匀进入流化床使污泥颗粒在床内流态化，并通过换热器加热污泥颗粒使水分蒸发，达到干化的目的。

3）根据料层压差，复合干化器底部卸料阀会自动开启。

4）带有粉尘和蒸发水分的循环气体（混和气体）从流化床干燥器顶部离开复合干化器，进入旋风分离器，其作用是使粉尘与流化气体分离。

5）分离后的流化气体再进入冷凝器，气体中的一些细微的粉尘再一次被洗涤分离，同时降低循环气体温度到 55℃。

6）循环气体通过汽水分离器把气体中的水分分离掉。

7）被分离后的循环气体通过二台风机被循环至复合干化器的风室中。

8）系统必须在自动模式下运行，含氧量 $<8\%$。

2. 焚烧系统

焚烧系统采用热载体循环流化床焚烧炉，焚烧炉床体温度保持在 850 ~ 950℃ 进行干污泥焚烧。一次风机高压风经过二级空气预热器进入风室，通过风帽对床料进行流化。二次高压风机的高压风经过一级空气预热器进入流化床密相区与稀相区之间切向喷入炉膛，在稀相

区形成旋涡气流，加强流化床稀相区的扰动，使得气体与可燃物充分混合，保证了稀相区挥发充分燃尽和飞离密相区的细灰进一步燃烧，提高燃料的燃尽率。

点火燃烧器是在焚烧炉起动时加热流化床底料的设备，辅助燃烧器是在燃料不够时，起调节炉膛温度作用的。

旋风分离器将燃烧过程中部分还未燃尽的颗粒分离下来，再通过气动分配器将返料仓内的一部分料送入炉膛进行二次循环燃烧，另一部分料分配到干化器中干化湿污泥。

旋风分离器分离的高温烟气可加热导热油，之后的烟气流经一级和二级空气预热器对一、二次风进行加热，烟气最后通过洗涤和布袋除尘，使烟气达到净化，再通过引风机排入大气。

焚烧系统中的床温是影响 Ca/S、NO_X以及 CO 排放量的最主要的因素，床温过低不但使锅炉效率下降而且使锅炉运行不稳定容易灭火，床温过高会使脱硫效率下降使 SO_2和 NO_X的排放量增加，同时使锅炉结焦无法正常循环流化燃烧，而床温运行的好坏又受到焚烧系统的整体运行与操作的影响，因此有必要对焚烧炉的运行与操作进行讲解，以供读者参考。

焚烧系统运行与操作步骤如下：

1）焚烧炉起动前需进行全面检查，确认具备起动条件后按操作规程进行点火工作。起动和正常运行的风量控制应根据冷态流化结果进行对应，在运行中流化风量不得低于临界风量，否则有结焦的危险，风量过大会使排烟热损失及燃烧损失增大。

2）起动前布袋除尘必须走旁路，当烟气温度≥110℃时方可切换到主路。

3）运行中当烟气温度≥190℃时，烟道应切换到旁路。

4）运行风量和燃料量未增加，料层差压在逐渐增高，此时应调整燃烧，当料层差压超过 9500Pa 时，应采取手动排渣方式排渣，并控制排渣的速度，使料层高度逐渐降低，当料层差压降到 8500Pa 时，停止排渣，当料层差压低于 8000Pa 时，应及时补充一定量的石英砂。排渣应做到少放、勤放，以保持床温的稳定。

5）当风量变动时，床层温度也会发生变化，炉内含氧量也同时变化，调节床温一般靠调节燃料量来维持平衡。

6）风量控制的原则是一次风确保流化燃烧，二次风则根据检测到的含氧量来调节燃烧所需风量，运行中保持一次风室压力在一定数值范围（8000 ~ 9000）± 500Pa，根据运行中具体情况再做修正。

7）燃料量的多少直接影响到床层温度，当床温偏高时，应加大送风量，减少燃料量，床温偏低时则相反。

8）正常燃烧中，在调节燃料量时幅度不应过大，以免造成床温大幅波动，影响燃烧的稳定性，燃料与风量的调节应做到增负荷时，先加风后加料，减负荷时，先减料后减风。

9）正常运行中床层温度控制在 850 ~ 950℃较为合适，如果床温得不到很好的控制，就会出现高温结焦和低温熄火的危险，影响运行的稳定性。

10）当床温超过 950℃左右时，应立即采取加风减料措施，采取措施后床温仍有上升趋势，此时停止向炉内进料，如床温仍得不到控制，再次加大风量，直至床温恢复到正常范围内（850 ~ 950℃）。

11）床温低于 780℃时，虽以采取加料减风措施，床温仍下降，得不到很好的控制，低于 730℃有熄火可能时，应及时投入助燃油枪提高床体温度，确保焚烧炉的正常运行。

12）焚烧炉在运行过程中，烟气出口控制在 -10 ~ -20Pa。

13）焚烧炉需暂时停运，可进行压火操作，使焚烧炉处于热备状态，压火前可适当增加给料，床温上升到 900℃左右停止进料，床温开始有下降趋势（880℃左右）时，停止送风机和引风机，并立即关严进出口风门，防止漏风产生低温结渣。

14）压火起动操作先起动引风机、后起动送风机，调整流化风量，注意床温变化，（如床温太低投入助燃油枪助燃）向炉内加料，使床温渐渐上升并稳定在 850 ~950℃。

15）停炉操作时停止向炉内进料，待燃烧一段时间，保证床内燃料烧烬，当床温低于 550℃时，依次停送风机和引风机，关闭所有风门，让焚烧炉缓慢冷却，36h 内不要打开炉门，以免冷空气进入，造成焚烧炉急剧冷却，损坏炉墙和耐火材料。另注意不可停炉后立即放渣。在停炉 36h 后，可自然通风冷却灰渣，温度低于 200℃后起动风机将渣排出，然后进行检修工作。

5.2.2 系统硬件设计

杭州市七格污水处理厂三期 100t/天污泥焚烧工程自控系统由控制站、中控操作站、工程师站、网络设备、工厂网络接口等设备组成，并设打印机等外设。控制系统构成如图5-12 所示。

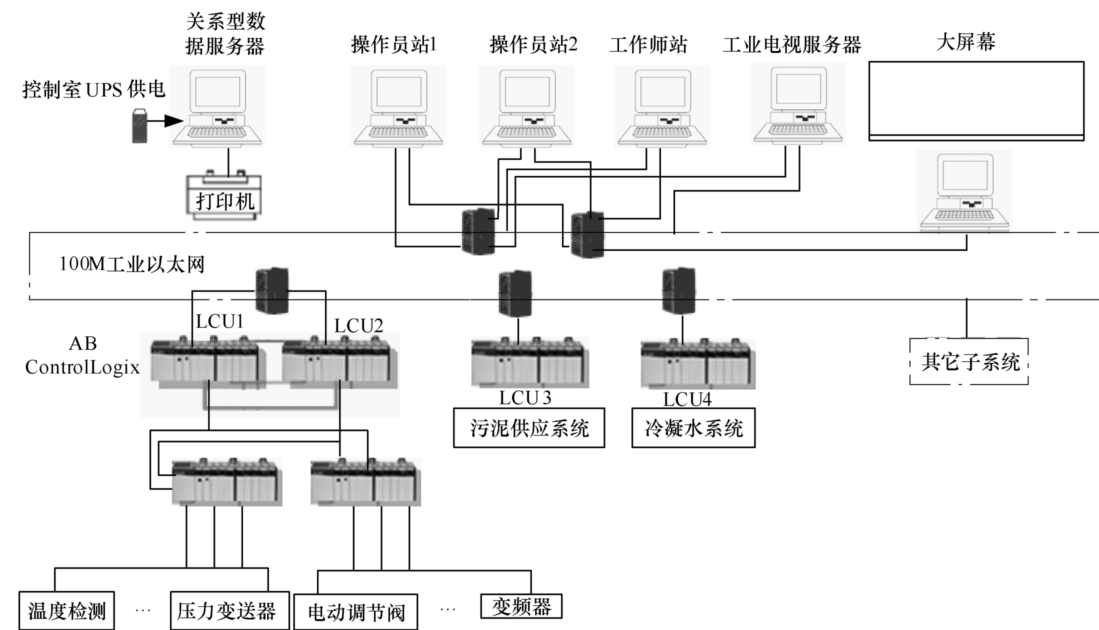


图 5-12　污泥焚烧控制系统构成图

污泥焚烧工程中的循环流化床焚烧炉、复合干化器主工艺装置和辅助系统，均由控制系统及配套的系统进行过程控制和检测，以实时监控焚烧系统的运行。为了满足整体焚烧的要求，系统需要监视焚烧炉的运行温度，调整泥量和辅助油的供应量。为保证焚烧系统安全、可靠、高效地运行，实现对焚烧工艺流程装置进行集中操作、控制和管理，整个控制系统主要包括以下几个主要部分。

1）焚烧炉、气动分配阀、干化器系统和焚烧干化辅助系统采用冗余的就地控制系统（LCU1 和 LCU2）控制；

2）污泥供应系统和冷凝水系统控制由 LCU3 和 LCU4 直接控制；

3）其它系统（如视频监控系统等）通过统一的工业以太网接口接入本工程中。

1. 污泥焚烧控制系统

污泥焚烧自动控制系统采用美国罗克韦尔公司的 ControlLogix 系列控制系统。为了保证系统运行的高可靠性，在生产现场设置了互为冗余的 ControlLogix 控制系统（LCU1 和 LUC2）控制站。LCU1 和 LUC2 负责焚烧炉、气动分配阀、复合干化器控制、焚烧、干化辅助系统控制。控制模块主要包括 CPU 模块、冗余模块、电源模块、通信模块、数字量输入（DI）/输出（DO）模块、模拟量输入（AI）/输出（AO）模块、高速计数模块（PI）等。根据焚烧工艺需要，污泥焚烧控制站模块整体配置如图 5-13 所示。

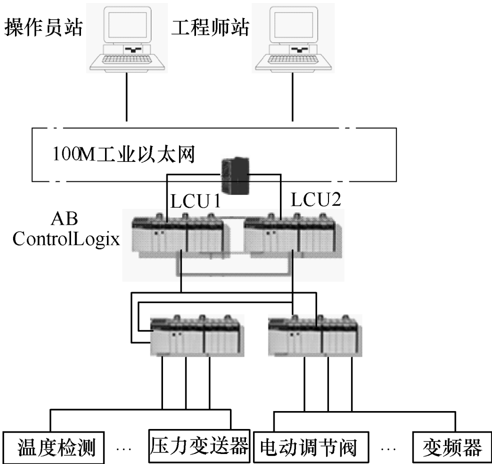


图 5-13　污泥焚烧控制站模块整体配置图

2. 污泥供应与冷凝水控制站

控制站采用罗克韦尔的 CompactLogix 单机系统，完成污泥供应系统和冷凝水系统控制功能。CompactLogix 单机系统模块包括 CPU 模块、电源模块、数字量输入（DI）/输出（DO）模块、模拟量输入（AI）/输出（AO）模块、高速计数模块（PI）等。根据焚烧工艺需求，污泥供应系统 LCU3 和冷凝水系统 LCU4 的配置如图 5-14 所示。

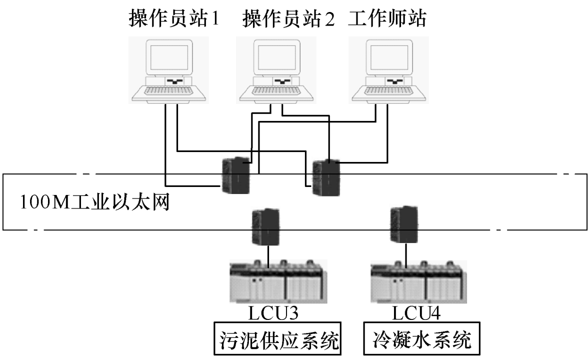


图 5-14　控制站配置图

第 6 章

中水回用技术及工程实例

6.1 中水系统

再生水是城市稳定的淡水资源，污水再生利用减少了城市对自然水的需求量，削减了对环境的污染符合，减弱了对水自然循环的干扰，是维持健康水循环不可缺少的措施。在缺水地区和干旱年份，再生水的应用更是解决水荒的可行之策，是保护水资源和使水资源“增值”的有效途径。再生水可应用于以下几个方面。

1）创造城市良好的水溪环境。再生水可以补充维持城市溪流生态流量，补充公园、庭院水池、喷泉等景观用水。

2）工业冷却水。大连春柳河污水厂 1992 年建设投产了污水再生设备，产量为 $1\times10^4m^3$/天，主要用于热电厂冷却用水，少部分用于工业生产用水。运行 10 年来效果良好，效益可观。

3）道路、绿地浇洒用水。大连经济开发区用再生水喷洒街道花园、林荫树带，节省了大量自来水。喷洒用水的水质要求应该比工业用水更加严格，因为它影响沿路空气并可能与人体接触。

城市污水的再生利用是节约及合理利用水资源的有效途径，同时城市作为一个特殊的“人类社会系统”，从“清洁生产”的角度看，城市污水的再生利用也是防止水环境污染及促使人类可持续发展的一个重要方面。城市污水的再生利用实际上包括再生和利用两个环节，污水回用的条件是水必须满足一定用途的水质要求，因此，回用处理（再生）的环节通常是必不可少的。城市污水的资源化应该建立在水的良性社会循环基础上，这对水资源的可持续性开发和再生利用至关重要。结合我国国情，寻求适合我国经济和社会发展的水污染控制及水资源再生利用的技术与良好模式，将会推动我国城市污水资源化研究的进展，逐步形成和完善与我国国情相适应的水资源良性社会循环体系，实现城市与水资源开发利用的可持续发展。

6.1.1 中水水质指标

中水回用是一个系统工程，包括污水的收集系统、污水处理系统、输配水系统、用水技术和监测系统等。污水处理系统是污水回用的关键，中水能否回用主要取决于水质是否达到相应的回用水水质指标。回用水水质首先要满足卫生要求，主要指标有细菌总数、大肠杆菌群数、余氯量、悬浮物、生物化学需氧量、化学需氧量；其次要满足感官要求，其衡量指标有色度、浊度、臭、味等；再次要求水质不会引起设备管道的严重腐蚀和结垢，主要指标有

pH 值、浊度、溶解性物质和蒸发残渣等。由于回用水使用的广泛性，水质要求也不同，我国目前没有系统地定制回用水水质标准，在此按照水的用途进行说明。

1. 灌溉回用水水质指标

该水质标准主要取决于农学和卫生学指标。农学指标是指回用水对农作物生产（数量、质量、生长等）、土壤（有毒、有害、结构）、地下水的影响。卫生学指标是指在回用水中可能存在的各种病原体对农作物、操作人员、消费者的健康影响。

1）水质要求：主要包括不传染疾病、不影响农作物的产量和质量、不破坏土壤的结构和性能、不使其盐碱化、不污染地下水、有害物及重金属的积累不超过指标。

2）水质指标：表 6-1 为我国灌溉水质标准（GB 5084-2005），也可适用于灌溉回用水的标准。

表 6-1　农田灌溉水质标准

项目 ＼ 标准值 ＼ 分类	水　作	旱　作	蔬　菜
生化需氧量/(mg/L) ≤	80	150	80
化学需氧量/(mg/L) ≤	200	300	150
悬浮物/(mg/L) ≤	150	200	100
总磷（以 P 计)/(mg/L) ≤	5.0	10	10
pH 值≤	5.5~8.5		

2. 工业回用水水质指标

（1）工业回用水水质要求

工业生产范围广泛，不同部门有不同的要求，而且差异很大，污水的情况又很复杂，应从实际出发，以各类工业用水的水质要求为依据来确定工业回用水水质标准。工业中冷却水的水质要求相对较低，目前国内外大部分处理后的出水用作冷却水。作为冷却水回用时，一般要求在热交换中不产生结垢、不产生过多的泡沫、对水系统不产生腐蚀、不存在利于微生物生长的过量营养物质。其它类别的工业用水如生产过程用水、锅炉用水等，还没有针对回用水的相应标准，在回用时必须参考相应的用水标准。

近年来，在发展城市和工业区分质给水系统中，通常将供应低质的给水系统称为城市工业的回用水。所供应的水只是一般工业用水，或处理后的中水，没有特别的针对性，工业企业必要时可进一步处理。再生水用于工业工艺用水时，再生水直接接触产品，做冲洗用水或原料用水。因各行业生产工艺不同，很难制定统一的水质标准。

对于向工业区多用户区域供水的城市再生水，可按水量最大的行业冷却水水质考虑。个别水质要求更高的用户，可进行补充处理，直至达到该用户的回用水水质标准为止。

（2）工业回用水水质指标

表 6-2 是部分我国再生水用做冷却水的建议水质指标。

表 6-2　再生水用作冷却水的建议水质指标

项　　目	直流冷却水	循环冷却补充水
pH 值	6.0 ~ 9.0	6.5 ~ 9.0
SS/(mg/L)	30	—
BOD/(mg/L)	30	10
COD/(mg/L)	—	75
浊度/NTU	—	5
锰含量/(mg/L)	—	0.2
铁含量/(mg/L)	—	0.3

3. 再生水回用于景观水体的水质标准

再生水用作市区景观河道用水时，按《城市污水回用设计规范》的要求，表 6-3 列出了建设部在 2000 年颁布的中华人民共和国建设行业水质标准（GB12941-1991）。

表 6-3　再生水回用于景观水体的水质指标（GB12941-1991）

标准值 分类 项目	人体非直接接触	人体非全身性接触
基本要求	无悬浮物和令人不愉快的臭和味	无悬浮物和令人不愉快的臭和味
pH 值	6.5 ~ 9.0	6.5 ~ 9.0
色度/度	30	30
总磷（以 P 计）/(mg/L)	2.0	1.0
COD/(mg/L)	60	50
BOD/(mg/L)	20	10
SS/(mg/L)	20	10

6.1.2　中水系统的组成

中水处理设施按照应用的规模，可分为建筑中水系统、小区中水系统和市政中水系统。中水处理系统的水体来源是城市污水，它是生活污水、工业废水、被污染的雨水和排入城市排水系统的其它污染水的统称。中水设施（Installation of Reclaimed Water）指中水水源的收集处理系统和中水供水系统，及其使用的相关水量、水质处理设备，安全、防护、检测控制等配套构筑物及设备器材。按水处理工艺流程分为前期预处理、主要处理和深度处理阶段。

1）前期预处理阶段：主要任务是悬浮物截流、毛发截留、水质水量的调节、油水分离等，其设施有各种格栅、毛发过滤器、调节池、消化池。

2）主要处理阶段：在此阶段，各系统的中间环节起承上启下的作用。其处理方法根据生活污水的水质来确定，有生物处理法和物理化学处理法，设施有生物处理设施和物理化学处理设施。

3）深度处理阶段：主要是生物或物化处理后的深度处理，应使处理水达到回用所规定的各项指标。可利用深度过滤装置、电渗析、反渗透、超滤、混凝沉淀、吸附过滤、化学氧

化和消毒等方法处理，以保证中水水质达标。

1. 中水水源及水源水质

中水回用可供选择的水源不同和水质差异决定了其配套的中水系统也不同，中水水源中一类是以城市污水处理厂二级出水为水源，另一类是以建筑污水为水源。

中水系统水源可分为以下三类：

1）优质杂排水：包括洗手洗脸水、冷却水、锅炉污水、雨水等，但不含厨、厕排水，主要污染源为灰尘，处理方法简单。

2）杂排水：除上述外，还含厨房排水。污染程度高，有油垢、表面活性剂、生物有机物及灰泥，污染指标有 ABS、LAD、BOD、COD 等，回用厕所时可用。

3）综合污水：杂排水和厕所排水的混合水，含较高的细菌、BOD、COD，不仅有前两类废水的污染性，还含有氮、磷的富营养化性质，处理起来较为复杂，一般由市政中水系统进行处理，但回用时经济上合算。

2. 按处理水源分类

（1）采用优质杂排水和杂排水为中水水源

一般情况下，以优质杂排水为中水水源，水源的水质较好，供选择的工艺较多。有以下三种组合可供选择。

1）选择膜 + 活性炭工艺：原水→格栅→调节池→膜处理→活性炭→消毒。

2）对优质杂排水、杂排水为中水水源的工艺：以物化处理为主，原水→格栅→调节池→混凝或气浮→过滤→消毒；以物化 + 膜法为着眼点，原水→格栅→调节池→混凝→膜处理→消毒。

3）对杂排水和混合污水作为中水水源的工艺：以生化处理为主，原水→格栅→调节池→生物处理→沉淀→过滤→消毒；用两端生化法工艺，原水→格栅→调节池→一段→沉淀→二段→沉淀→过滤→消毒；选择物化 + 生化的处理工艺，原水→格栅→调节池→混凝（沉淀、气浮）→过滤→消毒。

（2）利用生活污水一类的、浓度较高的排水作为中水水源

自然处理方法常用的有氧化塘、土地处理等。比较适合小区中水系统的是土地处理系统中的纯钢管渗透土壤净化系统，它是充分利用在地表下土壤中栖息的土壤动物、微生物、植物根系以及土壤所具有的物理、化学特性使污水净化的方法，工程的基建费用、运行费用低，操作简单，该系统不仅能处理污水，减轻污染，而且还能充分利用其水肥资源，将污水处理与绿化想结合。

当水源或来水的水质变化较大时，须采用较复杂或流程较长的人工处理方法。因为用简单的方法很难达到要求，规模越小则水质、水量的变化越大，必须有较大的调节池以保证后续工序的稳定运行，或在生化处理时采用较长反应时间以缓冲污水负荷的变化，或采用较长的工艺流程来提高处理设施的缓冲能力。

由于中水水源及处理方法不同，中水系统可采用多种形式，而选择何种形式就成为设计的关键，应选择技术先进、经济可行的最优方案。应考虑各种装置的优选，并对中水处理过程中产生的不良气味、中水处理站内产生的排水、构筑物溢流排水、反冲洗排水、沉淀排水、事故排水以及噪声进行合理的测试与控制，根据需要做好中水系统的监测控制系统。因此，常规污水处理工艺的强化、组合及高效、低耗能处理技术的应用，自然能源和廉价资源

的开发利用，污水处理和资源回收相结合技术，已成为城市污水资源化技术研究的主流。

6.2 中水处理技术

废水处理的任务是采用必要的处理方法与处理流程使污染去除或回收，使废水得到净化。废水处理方法很多，按其作用原理可分为物理处理技术、化学处理技术和生物处理技术三类。

6.2.1 物理处理技术

在物理技术中包括格栅、筛网过滤、沉砂池、沉淀池、气浮池等，在中水部分，本书就筛网过滤、气浮池给予讲解，其它的构筑物，在前面污水处理部分已提到过，如有需要可参考。

1. 筛网过滤

筛网过滤用于截留与去除细小的悬浮团体杂质，如纤维、纸浆、藻类等。对于水中不同尺寸的悬浮物，可以选择不同材质的金属丝网（不锈钢丝网、钢网等）和不同尺寸的筛网孔眼来去除。筛网过滤可用于水预处理，也可用于废水的深度处理。

筛网过滤设备的类型有很多，有转盘式、振动式、转鼓式及旋转式等。振动筛网示意图如图6-1所示。它由振动筛和固定筛组成。废水由渠道流到振动筛网，在这里进行水与悬浮物的分离，悬浮物被留在振动筛网上，并利用机械振动把呈倾斜面的振动筛网上截留的纤维等杂质卸到固定筛网上，进一步滤去附在纤维上的水污染物，以进一步脱水。

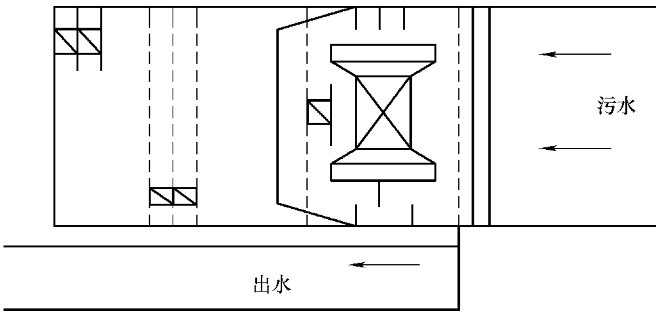


图6-1　振动筛网示意

水力筛网示意如图6-2所示。它也是由运动筛网和固定筛网组成。运动筛网水平放置，呈圆锥形。进水端在运动筛网小端，废水在从小端到大端流动过程中，纤维等杂质被筛网截留，并沿倾斜面卸到固定筛以进一步脱水。水力筛网的动力来自进水水流的冲击力和重力作用。因此水力筛网的进水端要保持一定压力，且一般采用不吸水的材料制成，而不用一般的筛网，但目前无固定型产品。

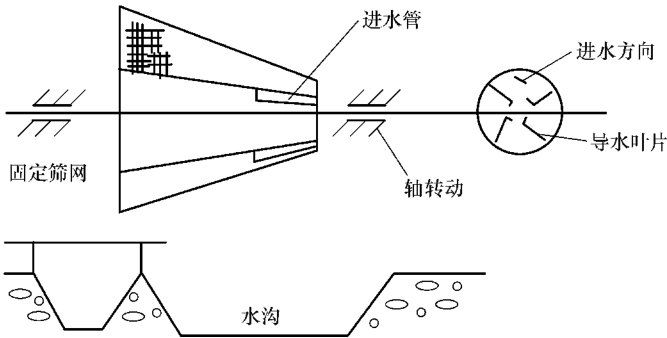


图6-2　水力筛网构造

微滤机可作为鼓式筛网的例子，它是一种截留细小悬浮物的筛网过滤装置。包括水平转鼓和

金属筛网，水池内有隔板。转鼓绕水平轴旋转，圆周线速度约 0.1 ~ 0.5rad/s，有 2/3 的转鼓在水内，滤网一般为不锈钢丝织成（也可用铜丝、卡普龙丝等）。微滤机的处理能力与悬浮物的性质和浓度有关，例如用网孔径为 35μm 的滤机处理含藻的湖水时，藻类平均去除率为 61%，悬浮物平均去除率为 99.7%。

筛网的应用比较广泛，已应用于生活污水、食品废水、造纸废水等处理中。一些工业废水含有较细小的悬浮物，它不能被格栅截留，也难以用沉淀法去除。为了去除这类污染物，工业上常用筛网。

筛网收集的筛余物运至处理区或与城市垃圾一起处理；当有回收利用价值时，用破碎机磨碎后再使用；对于大型系统，也可采用焚烧的方法彻底处理。

2. 气浮池

气浮是向水中通入空气，空气以微小气泡形式析出而成为载体，气泡与细小悬浮物之间互相黏附，形成水-气-固三相体系，悬浮体依靠气泡的浮生作用，上浮到水面，形成泡沫或浮渣，从而使水中的悬浮物得以分离。对那些难以形成沉淀的轻浮絮体更有效。而在曝气充氧过程中，可以去色、去臭并增加水中的溶解氧，更利于去除有机物。

气浮池（室）一般分为单室和双室两种，前者是液体的溶气和杂质的去除在一个室内发生，后者由入流和分离两个部分组成，入流部分产生气泡并黏附颗粒，实现微气泡与絮凝物混合、碰撞、黏附，它能否形成具有良好上浮性、脱水性与稳定性的带点絮粒，将直接影响气浮净水的效果。分离部分的功能是确保一定的容积来完成气泡与水中基质的充分混合、接触、黏附以及带气絮粒与清水的分离，使水得到澄清。

根据气泡产生方法的不同，中水处理的气浮法分为两种。布气气浮法利用机械剪切力，将混合于水中的空气粉碎成细小气泡，如射流气浮、叶轮气浮。溶气气浮法则在一定压力下使空气溶解于水中并达到过饱和状态，再减压释放，使溶于水中的气泡以微气泡的形式从水中逸出，起到气浮作用。

根据气泡析出的压力分为压力溶气气浮和溶气真空气浮。通常采用压力溶气气浮方式，其形成的气派粒度很小，约为 80μm 左右。因为随着压力的增大，空气在水中的溶解度不断增加，气泡量可满足气浮的要求，再经减压释放，气泡平稳、细小，净化效果好。同时气泡与水的接触时间可以人为控制，造价低，管理方便，其工艺流程如图 6-3 所示。

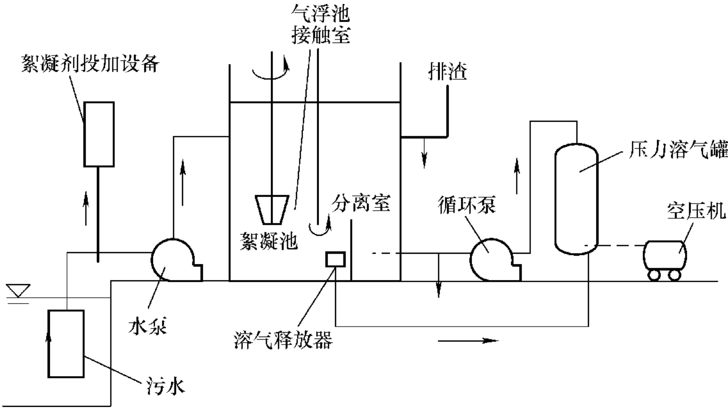


图 6-3　气浮池处理工艺流程

将原水全部加压送入密闭溶气罐，同时空气通过空压机也送入压力溶气罐，在罐内气、水在压力的作用下充分接触，空气溶解于水中。溶气水通过气浮分离室经溶气释放器加压消能，迫使气泡以微气泡的形式稳定释放，黏附于水中的杂质一起上浮到水面，刮渣机将浮渣送入集渣口，清水由气浮池下部收集后流出。但在全压过程中，释放器的急剧消能会破坏水中的絮体，影响净化效果。此时可采用出水中 20% ~50% 的水回流加压，原水直接进入气浮池。

压力溶气气浮法的装置由三部分构成。

1）压力溶气系统：包括供气和溶气罐，通气方式有水泵吸气式、空压机和射流溶气式。其中空压机组好，其供气稳定，能保证水泵在高效条件下工作，具有节能效果。溶气罐的作用是让空气充分溶解于水中，便于通过释放器送入气浮池。

2）溶气释放装置：即溶气释放器，应使溶入的空气完全释出，且均匀稳定、微细、密集，易于杂质黏附。常用的有 TS 型、TJ、型、TV 型，释放器的数量可根据释放器的性能及溶气水的回流量来确定。

3）气浮分离系统：指气浮池和刮渣设备。可采用平流式、竖流式和综合式三种，关键是考虑到水流的合理衔接。一般情况下絮凝池与气浮池合建以隔墙导流。浮渣采用定期刮渣或溢渣，对刮渣机应注意控制行车的速度及刮板深度，避免影响到出水水质。

6.2.2 化学和物化处理技术

1. 混凝

混凝是中水处理中通常使用的方法。处理对象是废水中利用自然沉淀难以去除的细小悬浮物及胶体颗粒，可降低废水中的浊度和色度，去除某些重金属和放射性物质及高分子有机物。在处理过程中还可以改善污泥的脱水性能，减轻后续处理的负荷。可以作为单独的处理手段，也可与其它的水处理方法结合使用，作为预处理、中间处理和最终处理。

（1）混凝原理

混凝是向水中投加药剂，通过快速混合，使药剂均匀分散在废水中，然后慢速混合形成大的可沉絮体。胶体颗粒脱稳碰撞形成微粒的过程称为“凝聚”，微粒在外力扰动下相互碰撞、聚集而形成较大絮体的过程称为“絮凝”。将混合、凝聚、絮凝合起来称为混凝，它是水处理的重要环节。混凝产生的较大絮体通过后续的沉淀或澄清、气浮等从中水分离出来。混凝基本去除或降低的物质有如下几种：

1）悬浮的有机物和无机物：主要是由生物处理流失出的生物絮体碎片、游离细菌等形成；

2）溶解性磷酸盐；

3）某些重金属：石灰对沉淀铬、铜、镍、铅和银特别有效；

4）细菌和病毒：混凝可降低水中细菌和病毒含量。

中水回用中混凝处理对象是二级出水，二级出水中所含物质与天然水所含物质不同。中水混凝的处理对象主要是胶体和菌胶团微粒，其混凝特点表现为微粒与药剂亲和力强，絮凝过程可在短时间内完成。

（2）混凝工艺过程

混凝剂的投加方法分干投法与湿投法。干投法是把粉末混凝剂直接投入水中，适于投加

大量药品，消石灰、硫酸铝、硫酸铁、硫酸亚铁等药剂均可使用。此法优点是占地小，但存在加药设备容易堵塞、劳动强度大等缺点，且对于容易吸潮的药品不易采用。药品投加方法有一定容积投加或自动称重定量投注等。

采用湿投法时，需要有混凝剂的溶解、配置、投加等设备，如图 6-4 所示。

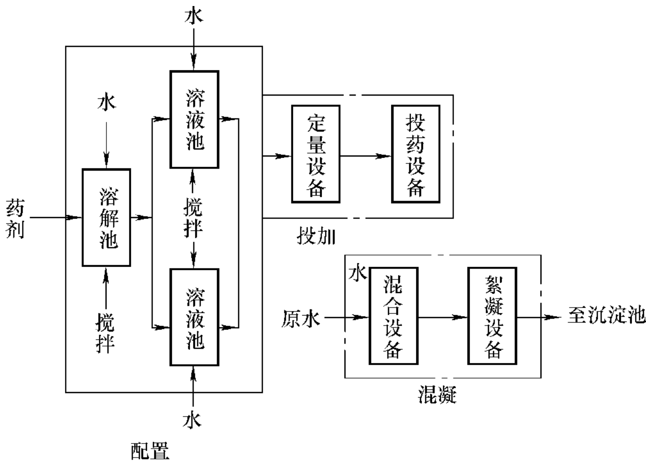


图 6-4　湿投法混凝处理工艺

将固体溶解成浓药液，通过泵将浓药液送入液体池，再用自来水稀释到所需浓度。溶解设备往往取决于混凝剂品种，搅拌是为了加速药剂溶解。搅拌装置有接卸搅拌、压缩空气搅拌、水泵搅拌和水力搅拌，一般采用机械搅拌。溶解池、搅拌设备及配件等均应考虑防腐措施或采用防腐材料，尤其是要有防止产生铁盐的作用。

投加药液的方法：

1）泵前加药：药液投加在水泵吸水管或吸水喇叭口处，利用水泵叶轮高速旋转以达到快速混合的目的，如图 6-5 所示。混合效果好，不需另建混合设备，节省动力。此方式安全可靠，设有水封箱的目的是防止空气进入。

2）管式混合：将药液直接投入水泵压水管中以借助管中流速进行混合，如图 6-6 所示。管中流速不易小于 1m/s。为提高混合效果，可在管道内增设孔板或文丘里管或静态混合器，利用高压水通过喷嘴在吸水室中产生真空抽吸作用把药液吸入，并在余压作用下注入反应槽（池）。这种方式设备简单，使用方便，溶液池的高度不受太大限制。简单易行无需另建混合设备，但效果不稳定，管中流速低时混合不充分。

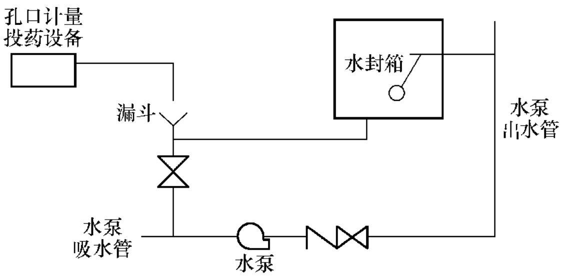


图 6-5　泵前投加示意

3）重力投加：一般是把溶液的药液先送入孔口计量投加槽，在投加槽的恒定水头作用下，由孔口流出投入原水。投加安全可靠，但溶液池位置较高。

4）计量泵投加：可以直接用计量泵投加，也可以采用耐酸泵配以转子流量计投加。计量泵是使用

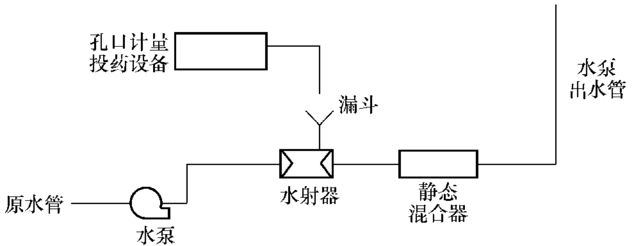


图 6-6　管式混合示意图

柱塞定量投加药液，通过柱塞行程长度的变化来调整药液投加量。采用计量泵投药较为简单可靠，但此投加法使用于投加少量药液，多用于向高压系统内投药。对于药液投配设备基本要求能准确计量、灵活调节、设备简单、便于操作。

2. 氧化还原

废水中溶解的有机物或无机污染物，在投加氧化剂或还原剂后，由于污染物与药剂的氧化还原反应，把废水中有毒有害的污染物转化为无毒或微毒物质的方法，称为氧化还原法。氧化还原的目的是将污染物氧化还原成无害的终端产物或较易被生物降解的中间产物，通过氧化还原，可使水中的有机物和无机物氧化还原分解，降低了水中的 BOD 和 COD。

（1）氯氧化法

氯是氧化能力较强且普遍使用的氧化剂，在废水处理中，氯氧化法主要用于含氰化物、硫化物的废水，还有脱色、除臭、杀菌、消毒等功效。常用的药剂有漂白粉、液氯、次氯酸、漂白精等，它们在水溶液中可电离产生次氯酸离子，HOCL、OCL^- 具有很强的氧化能力。

因废水中还存在其它杂质（如 S、PO_2等还原性物质）以及某些有机物质会消耗氧化剂，所以实际投药量往往高于理论值，需高多少可通过试验求得。应该指出，如投药量过高，又会引起处理后废水中余氯量高，需采用硫酸亚铁或硫代硫酸钠等处理余氯，通常可用控制余氯的办法来检测水质。当水中余氯量为 2.5mg/L 时，认为氯已基本破坏。对于水量大的废水，一般采用连续处理方式，借助工业 pH 计以及氧化还原电位计自动投药并控制处理水质。对于小型工厂的含氯废水，则可采用间歇式处理。

氯能氧化破坏有机物的发色官能团，使废水色度消除，可进一步降低废水色度与 pH 值。由于色度是废水中有机物所引起，而氯可以氧化有机物的发色官能团，因此，一些工厂采用氯化法脱色。通常，发色有机物在碱性条件下易破坏，因此碱性脱色的效果好。在 pH 值相同时，用次氯酸钠比氯更加有效，操作也更为安全。

（2）臭氧氧化法

臭氧是氧的同素异构体，是一种具有特殊气味的淡紫色气体，它的密度是氧气的 1.5 倍，在水中的溶解度是氧气的十几倍。影响臭氧在溶液中分解速度的因素有浓度、溶液的温度、pH 值以及催化剂的存在（离子及某些金属阳离子）。臭氧很不稳定，在常温下可自行分解为氧。臭氧的氧化性很强，对水中有机物有强烈的氧化降解作用，还有强烈的消毒杀菌作用。能降低出水的浊度，起到良好的絮凝作用，提高率速，延长了过滤周期。氧化二级出水时，废水中的有机物部分能氧化，形成的中间产物有甲醛、丙酮酸、丙酮酸和乙酸，臭氧浓度高时，除乙酸外可全被氧化分解。在进行深度处理过程中，COD 去除率与 pH 值有关，随 pH 值增加而增加。做消毒剂时，直接用效果不佳，经砂滤处理的二级出水进行臭氧消毒，大肠杆菌急剧下降。

主要处理工艺系统：

以空气或富氧空气为原料气的开路系统：把废水与臭氧气送入接触反应器进行氧化，在处理过程中产生的废气直接予以释放，这种系统的流程简单。

以纯氧或富氧空气为原料气的闭路系统：在闭路系统中，把接触反应器产生的废气返回到臭氧制取设备，这样可提高原料气的含氧率，降低生产成本。但是废气在循环回用过程中，其氯含量将越来越高，为此可采取压力转换分离器来降低含氯量。分离器内装分子筛，

高压时吸附氯气，低压时又释放氯气，分离器设有两个，一个用于吸附，另一个用于解析再生，两个交替工作。

混合反应器（接触反应器）是臭氧水处理系统中最主要的设备，它的作用是促进气水扩散混合，使气水充分接触，迅速反应。臭氧进入水中，水为吸收剂，臭氧为吸收质，在气液两相进行传质，臭氧与水中杂质进行氧化反应，属于化学吸收，不仅和相间的传质有关，而且和化学反应速率有关。

（3）湿式氧化法

在较高温度和较高压力下，用空气中的氧来氧化废水中溶解和悬浮的有机物及还原性无机物。此法具有适用范围广、氧化速度快、装置小、可回收能源等优点，但需要高压设备，基建投资较大。

一般认为，湿式氧化发生的氧化反应属于自由基反应，包括传质过程和化学反应过程，通常分为三个阶段，链的引发、链的发展、链的终止。在前两个时期，分子态氧参与了各种自由基的形成，但也有学者认为分子态氧只在第二个阶段参与自由基的形成。在湿式氧化过程中，以氧化反应为主，在高温和高压的作用下，水解、热解、聚合、脱水等反应也同时发生，在自由基反应中所形成的中间产物是以各种途径参与了链式反应。其工艺流程如图 6-7 所示。

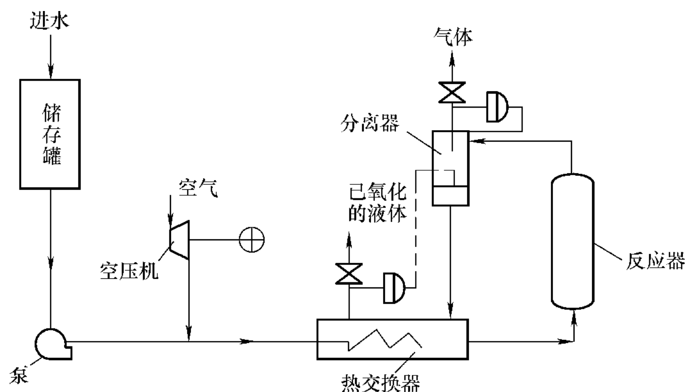


图 6-7　湿式氧化法基本流程

湿式氧化的影响因素：

1）温度：温度是主要的影响因素。随温度的升高，反应速率加快，反应进行的越彻底。同时减少了液体的黏度，氧气传质速度增加，但过高的温度会造成使用的不经济，一般温度控制在 150 ~ 200℃。

2）反应时间：有机物质的浓度是时间的函数，提高反应温度，投加催化剂均可加快反应速率，缩短反应时间。

3）压力：总压并非是氧化反应的直接影响因素。为保证液相反应，总压不应低于该温度下的饱和蒸汽压，氧分压也保证在一定范围内，使液相中有较高浓度的溶解氧。否则，供氧过程就成为影响反应的控制步骤。

4）废水的水质：有机物氧化与其电荷和空间结构有关。氧在有机物中所占的比例越小，其氧化性越大；碳在有机物中所占的比例越大，其氧化越容易。

（4）其它湿式氧化技术

1）催化湿式氧化技术：传统的湿式氧化需要在高温和高压下完成，停留时间较长，尤其是对难氧化的有机物。在此基础上，从 20 世纪 70 年代以来，发展了催化湿式氧化技术，使反应可在较温和的条件下更快地完成。催化剂以固体状态存在便形成了非均相催化，具有活性高、稳定性好、易分离的特点，可以处理焦化废水和化工废水。

2）超临界水氧化技术：该技术由美国学者 Modell 提出的能够彻底破坏有机物结构的新型氧化技术，是在超临界水的状态下将废水中所含的有机物分解成水、二氧化碳等简单的无害物质。与其它处理工艺相比，具有效率高、处理彻底、停留时间短，结构简单、不产生二次污染、使用范围广的优点。在应用过程中应考虑到材料的腐蚀、催化剂的筛选、盐的沉淀等问题。在处理有害物质方面不失为一种有广阔前景的新技术。

3. 吸附

（1）吸附原理

如果在含有某种颜色的水中，放入多孔性物质，经搅拌放置，就会发现水的颜色逐渐消失，这是由于具有某些颜色的物质从水中转移到这些物质上去了，因此，水的颜色消失了。这种利用多孔性固体吸附，使水中一种或多种物质吸附在固体表面上，从而予以回收或去除的方法称为吸附法。被吸附物质称为吸附质，具有吸附能力的多孔性固体物质称为吸附剂。

吸附是一种界面现象。吸附剂具有吸附性能的原因是由于吸附剂存在表面张力，固体表面上存在一种对外界的吸引力，从而吸附表面外侧的其它物质。作为吸附剂必须有很大的比表面积，它往往是多孔状结构或粉状物质。

（2）吸附的类型

吸附剂表面的吸附能力分为三种，即分子引力（范德华力）、化学键和静电引力，因此吸附可以分为三种类型：物理吸附、化学吸附和离子交换吸附。

1）物理吸附：由吸附质与吸附剂分子引力产生的吸附称为物理吸附，它为放热反应，且吸附热小。因无化学反应，低温下就能进行。另外吸附的选择性不强，也容易解吸。一种吸附剂可吸附多种吸附质，但吸附质量是不同的。

2）化学吸附：化学吸附是吸附质和吸附剂之间通过化学键力结合而引起的吸附。化学吸附的特点是吸附热大，有选择性。化学键力大时吸附不可逆。

3）离子交换吸附：吸附质的离子由于静电引力聚集到吸附剂表面的带电活性体上，同时吸附剂也放出一个等当量离子的过程，称为离子交换吸附。离子所带电荷越多，吸附越强。

水处理中，绝大多数的吸附现象是上述三种吸附作用的综合结果。在具体的吸附处理中，由于吸附剂、吸附质等因素的影响，可能其中某种作用起主要作用。

（3）吸附的影响因素

影响的因素有很多，主要有吸附剂的性质、吸附质的性质和吸附的操作方式。

1）吸附剂的性质。吸附剂比表面积的大小、吸附剂的种类、吸附剂颗粒大小、细孔结构和分布及表面化学性质都影响到吸附效果。

2）吸附质的性质。

表面自由能：使表面自由能降低越多的吸附质越易被吸附。

溶解度：一般溶解度越低，越易被吸附，这可能是在吸附发生前溶质与容积间的结合首先被破坏，溶解度大说明溶质与容积间的结合力越强，吸附进行的难度增大，减小了吸附

量。同系有机物中碳原子数越多，溶解度越小越易被同一固体吸附。

极性：极性的吸附剂易吸附极性的吸附质，非极性吸附剂易吸附非极性的吸附质。

吸附质的浓度：浓度较低，吸附剂表面大部分是空的，提高吸附质浓度会增大吸附量，但浓度达到一定的程度后，再提高浓度，吸附量虽增加但速度减慢。说明吸附表面基本上被吸附质占据，达到吸附平衡时，则所有的表面全被吸附质沾满，达到了极限状态，此后，吸附量不再随浓度的增加而增加了。

3）废水的 pH 值

废水的 pH 值不仅对吸附质和吸附剂均有影响，而且还会影响吸附质在水中的存在状态及溶解度，同时溶液中的 H_3^+O、OH^- 离子本身也会吸附，这会对其它物质的吸附产生影响。

4）共存物质

主要是针对物理吸附一般情况下都存在竞争吸附，吸附剂同时对多种吸附质的吸附能力比只对一种吸附剂的吸附能力差。

5）其它因素

温度和接触时间也影响到吸附过程，如对物理吸附，温度升高，吸附量减少；但对液相吸附影响较小。进行吸附操作时，应保证二者有一定的接触时间，以充分利用吸附剂的吸附能力，达到吸附平衡。达到平衡的时间与吸附速率有关，吸附速率越快，达到平衡所需的时间越短。

在水处理中，吸附法主要用来去除废水的微量污染物，以达到深度净化的目的，应用范围包括脱色、脱臭、去除重金属离子、去除溶解有机物、去除放射性物质等。由于吸附法对进水的预处理要求高，吸附剂价格较高，过去曾经限制了它的应用范围。近年来随着废水处理程度和废水回收率的要求越来越高，活性炭的产量与品种日益增加，以及从废水中回收有用物质，所以吸附法日益受到普遍重视，成为一种十分重要的中水处理方法。

4. 电渗析

（1）电渗析原理

电渗析是在外界直流电场作用下，利用离子交换膜的选择透过性，使水中阴阳离子作定向迁移，从而达到离子从水中分离的一种物理化学过程。也是我国开展最早的膜技术。适用于含盐量在 500～4000mg/L 高盐浓度的水处理。

电渗析与离子交换技术结合形成独特的电去离子装置（Electrodionization，EDI），在反渗透的预处理下，可直接制取 5～15Ω·cm 的高纯水，其意义在于离子交换树脂不用周期再生，保证了水处理系统的长期稳定运行。为防止膜内部结垢，在 20 世纪 80 年代后期结合自动化技术，世界范围内电渗析器都设计或改进为频繁倒极电渗析器（Electrodialysisreversal，EDR），大大提高了电渗析操作电流和水的回收率，延长了运行周期。1991 年我国还研制成功了无极水全自动控制电渗析器，以城市自来水为进水，单台多级多段配置，脱盐率为 99% 以上，原水利用率可达 70% 以上。无隔板电渗析器不需配置隔板，直接由离子交换膜和电极为主要部件组装成新型电渗析器，在相同操作条件下脱盐率快，电耗可降低 20% 以上。双极膜一般由阴阳离子交换树脂层及中间水层组成，在直流电场作用下，它能将水直接解离成 H^+ 和 OH^-。

由于纯净水市场的推动，使 ED 技术在饮用水的应用得到发展，在污水深度处理中还远远不够，在其进入电渗析前需要由过滤和活性炭吸附处理以除去水中残留的悬浮物和有

机物。

（2）电渗析的工艺流程

在电渗析的运行中，经常遇到的问题是有机物和无机物造成膜表面被污垢堵塞。原水中的 SS、有机物、细菌、微生物等会沉积在膜面或配水槽结构处，微生物、细菌在 ED 中的新陈代谢也造成膜污染而堵塞。如发现阻力迅速增加，出水量很快下降，一般就是膜污染堵塞的征兆。这样会使电阻增加，加剧极化现象。因此，在用 ED 技术时必须进行必要的预处理。预处理的方法应根据原水水质而定，如对有机物去除可考虑用活性炭吸附。工艺流程常有循环式、部分循环式和直流式三种方式，如图 6-8 所示。

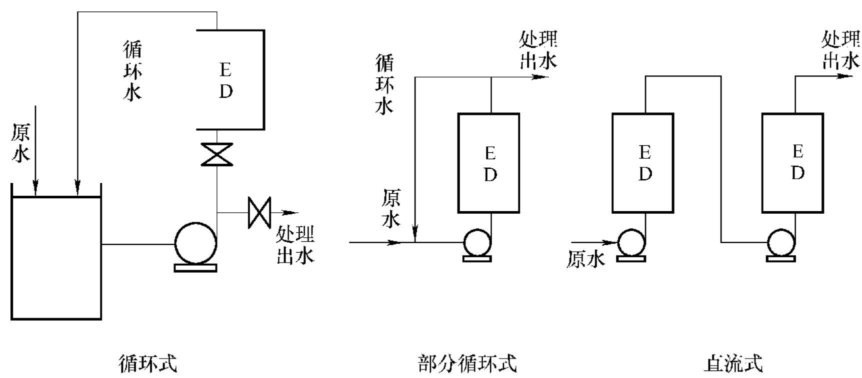


图 6-8　电渗析常见的三种工艺流程示意图

在直流电场作用下，溶液中的正离子移向负极，负离子移向正极。即使用中性的多孔膜状材料将正、负极隔离，也不能阻止正负离子的定向移动。但用带电荷的多孔膜状材料隔离正负极，则带正电荷的多孔膜排斥溶液中的正离子。在电场作用下负离子能顺利通过带正电荷的多孔膜达到正极区。同样正离子能通过点负电荷的多孔膜达到负极区。浸入水中的阴、阳离子交换树脂各有部分阴、阳离子进入水中，使不溶于水中的“固体骨架”分别带有正、负电荷。用阴、阳离子交换树脂做成的阴、阳离子交换膜浸入水中即成为带电荷的多孔膜。它在电场作用下能有选择地透过负、正离子。

电渗析正是利用了离子交换膜的选择透过性使部分溶液（淡化液）中的离子移到另一部分溶液（浓缩液）中，从而达到淡化或浓缩的目的。实用电渗析器的阴、阳膜用聚乙烯等材质的隔板隔开，隔板具有使溶液能顺利流动的结构，通常称顺序排列的阳膜、浓缩室隔板、阴膜、淡化室隔板为一个膜对。实用电渗析一般由几百个甚至上千个膜对组成。按照电渗析的基本原理及近几年的时间可看出它应用于溶液中离子的浓缩、溶液中离子的排除、贵重金属离子富集、油脂脱盐。

6.2.3　好氧生物处理技术

好氧生物处理主要包括接触氧化法、厌氧好氧交替法（除磷脱氮）、AB 法、间歇式活性污泥法（SBR）、氧化沟、生物滤池、生物转盘和生物流化床。有些处理技术在前面的章节中已经涉及到，本节中只介绍接触氧化法、生物滤池、生物转盘和生物流化床。

1. 接触氧化法

在池内装满各种挂膜介质，全部滤料浸没在废水中，并使废水以一定流速流经滤料。在

填料上布满生物膜，滤料支撑下部设置曝气管，用压缩空气鼓泡充氧，废水中的有机物在滤料上发生吸附、吸收、降解而去除，空气通过设在池底的穿孔气管进入流水，气泡上升时向废水供应氧气，有时并借以回流池水，起到混合与搅拌的作用。

接触氧化法的核心构筑物是接触氧化池，由填料、池体、曝气装置、布水系统等组成。池体有单侧曝气型，如图 6-9 和图 6-10 所示。前者是将填料放在池的一侧，另一侧为曝气区，污水从填料侧进入，在曝气的作用下，从下向上流过填料，在曝气区外侧间隙上流，溢出接触氧化池，此种结构利于生物膜生长，但填料间水流冲刷力较小，较易发生堵塞现象。后者以池中心为曝气区，外侧有填料，待处理水从外侧的间隙上升，从顶部溢流。

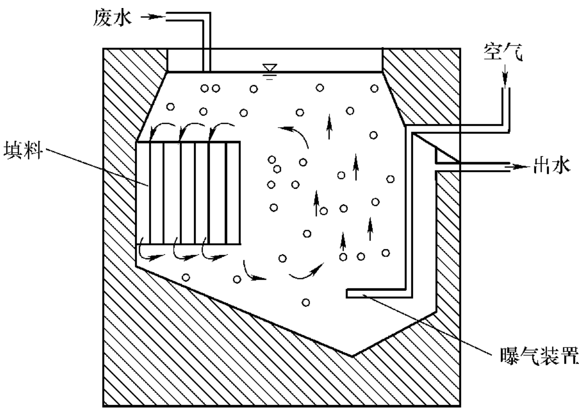


图 6-9　鼓风曝气充氧的生物接触氧化法（单侧曝气型）

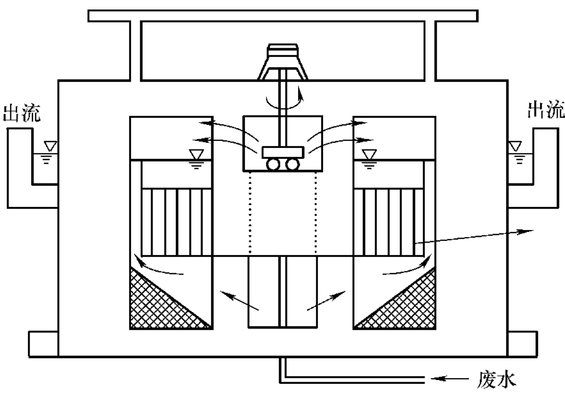


图 6-10　表面曝气充氧的生物接触氧化法（中心曝气型）

目前，常用的是直流式生物接触氧化池，将曝气设在填料的底部，曝气装置多采用鼓风曝气系统，它可以增加池内的有效容积，使填料间紊流激烈，空气与水一起从池底上升，生物膜在上升气流的作用下容易脱落更新，保证了微生物的活性，避免了堵塞的现象。如图 6-11所示。

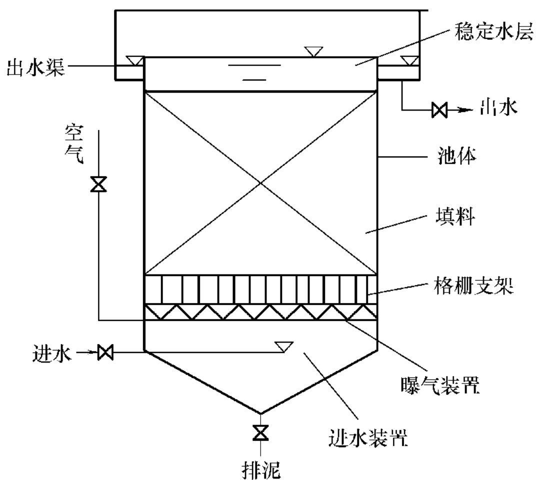


图 6-11　直流式生物接触氧化池（中心曝气型）的基本构造

为保证该池底的正常工作，使生物膜繁殖、充氧、不堵塞，滤床中的滤料对微生物的碳量、氧的利用率、水流条件、废水与生物膜接触情况有很大影响。故其应具有比表面积大、空隙率高的特点，具有一定的生物膜附着性、化学和生物稳定性。

（1）一段处理工艺流程

接触氧化池的流态为完全混合式，微生物处于对数增殖期和衰减增殖期，生物膜生长很快，有机物降解速率高，微生物的增殖不受自身机能的限制，而

是由污水中的营养物质含量起主导作用。易于维护和管理，投资较低，如图 6-12 所示。

(2) 二段处理工艺流程

图 6-13 所示的二段处理流程是中水处理中常用的方式。每座池均为完全混合式，总体则为推流式。一段接触氧化池内微生物增殖不受污水中营养物质的含量所制约，生物膜生长很快；二段接触氧化池，微生物处于内源呼吸期，出水水质较好。有时可不设中间沉淀池。有时根据情况设计成多段，这样各池间存在明显的浓度梯度，微生物的生长适用于该池的水质条件，获得非常稳定的处理。

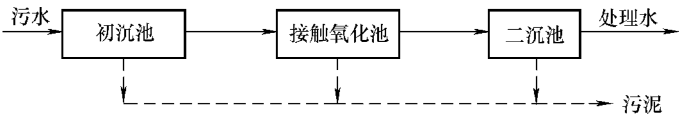


图 6-12　生物接触氧化法一段处理流程

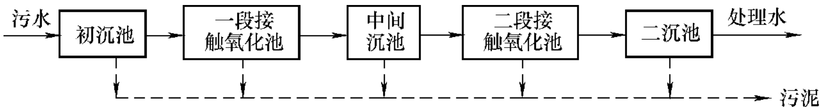


图 6-13　生物接触氧化法二段处理流程

2. 生物滤池

污水长期喷射在滤料表面，在滤料上逐渐生长生物膜，微生物附着于滤料上并以污水中的有机物为营养，不断地生长繁殖，污水流经时去除水中的有机物，而老化的生物膜随水流走。

(1) 生物滤池的构造

生物滤池一般由钢筋混凝土或砖砌筑而成，呈方形或圆形。主要由滤料、池壁、布水设备和排水系统组成。滤床是生物滤池的主要组成部分，废水通过滤床时污染物被去除，得到净化。在滤料、池壁、池底中，滤料最重要。滤床内的填充物多为拳心状的滤料，如乱石、碎石、碳焦等，对滤料的要求是空隙率高、单位体积滤料的表面积大、材质轻而强度高、物理化学性质稳定、易于取材等。

布水装置包括固定式和可动式两种。前者间断布水，配水的水头要高，配水池也很高，目前应用较少。后者是旋转布水器，常用的驱动装置是水力驱动，在布水横管的一侧水平开设小孔，废水以一定的速率从小孔喷出时，在为开孔的壁管上产生反向水压力，迫使该横管绕竖管反向转动而均匀布水。由于喷洒面积随水池中心距离的增大而增大，因此，孔间距应随中心距离的增大而减少，以满足布水量的要求。在使用过程中，喷水孔易堵，低温时要采用防冻设施，它仅适用于池下面，其主要作用是收集污水与生物膜，支撑滤料，保证通风。

排水渠穿过池壁的地方，应设排水和通风孔洞，通风面积应不小于过水断面，通风口必须均匀分布于池壁的两对边或四周，排水口可设池壁的一侧或数侧，如图 6-14 所示。

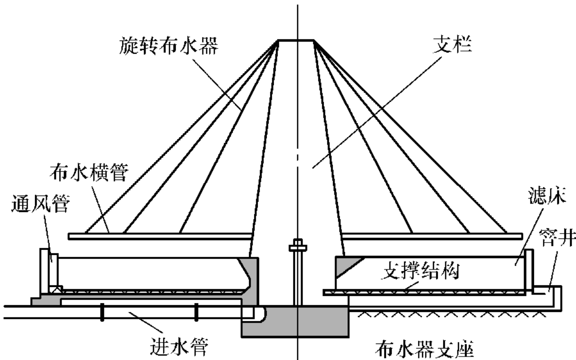


图 6-14　普通生物滤池示意

（2）净化过程

污水通过布水装置连续均匀地喷洒在滤池表面，依靠重力作用以滴滤的形式下落，一部分吸附在滤料表面，成为薄膜状的附着水层；另一部分以薄膜的形式渗流通过滤料，称为流动水层，滤料截留了废水中的有机物，微生物很快繁殖，进一步吸收、吸附废水中的溶解性物质和胶体物质，依靠生物膜的作用完成有机物的降解，最后到达排水系统而流出滤池。在此过程中有机物降解，微生物增殖，污水得以净化。

该工艺运行稳定，管理方便，节省电力，但负荷低，易产生堵塞现象，最严重的是环境卫生条件差，不仅有臭味，而产生滤池蝇，在城市中很少使用。

3. 生物转盘

（1）生物转盘工作原理

生物转盘是由许多等间距的旋转盘片组成。其工作原理是盘片上生长的生物膜与废水接触，进行有机物的降解，使废水得到净化。其中盘片的上半部敞露在空气中，占盘片40%～50%的下半部浸没在水槽中。转轴高出水面10～25cm，点击带动链条等传动机构驱动转盘以低速转动时，盘片上的生物膜就不断与水槽中的废水接触，吸附有机物，并不断转向上部与空气接触，吸收、消耗溶解氧。它在旋转过程中使有机物降解。转盘旋转一周，就进行一次吸附、吸氧、分解的过程，盘片上附着的氧带入接触反应槽，维持槽中的溶解氧，当生物膜变厚时，衰老的生物膜在水流与盘片间的剪切力作用下剥落，盘片上的生物膜经历了生长、增厚和老化脱落的过程。生物膜逐渐变厚，在其内部形成厌氧层，并开始老化。老化的生物膜在污水水流与盘片之间的剪切力的作用下剥落，随污水流走，并在二沉池进行沉淀，因污泥的密度较高，而易于沉淀。

（2）工艺流程

工艺流程如图6-15所示。

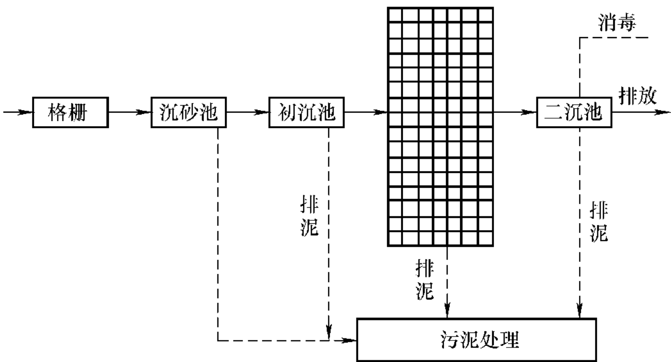


图6-15　生物转盘的基本流程

生物转盘的布置可采用单轴单极、单轴多级、多轴多级等形式。在盘片面积不变的情况下，采取多级串联的方式运行可提高水质，如生物脱氮，可在好氧生物转盘的后面串联上淹没式生物转盘。

4. 生物流化床

（1）生物流化床工作原理

生物流化床是以砂、活性炭、焦炭等颗粒材料为载体，其上附着生物膜，充氧废水自下

向上以一定速率流动，载体处于流态化状态，强化了生物膜和污水的接触时间，生物膜与废水充分接触而降解有机物。滤床有较大的比表面积，选择小粒径固体颗粒为载体并达到流态化，载体颗粒的流态化是由上升水流（有时还有气流）经过颗粒层产生压力降而造成的，从而使单位体积滤床通过的载体面积提高很多，普通生物滤池的比表面积为 40 ~ 70m^2/m^3，生物转盘的比表面积为 1000m^2/m^3，塔式生物滤池的比表面积为 160m^2/m^3，而生物流化床的比表面积为 1000 ~ 3000m^2/m^3，因此生物流化床具有很高的容积负荷率。

生物流化床中由于载体颗粒处于良好状态，在床中不断运动，颗粒间碰撞、摩擦，生物膜较薄且均匀，活性较好，污水从膜的下、左、右侧流过，广泛而频繁地与生物膜接触，载体颗粒较小，在床内比较密集。由于紊动性强，颗粒与液面间的界面不断更新，提高了氧的传递速率。

（2）生物流化床的构造

生物流化床由床体、布水装置、充氧装置和脱膜装置等部分组成。

1）床体。床体呈圆形，多由钢板焊接而成，也可用钢筋水泥土砌筑。

2）载体。载体是流化床的核心部分，常用的载体有活性炭、焦炭、聚苯乙烯球、无烟煤及细石英砂，每种载体的性能有所不同，载体的选择可根据具体情况决定。

3）布水装置。布水的均匀性影响到功能的发挥。布水不均匀，可能导致部分载体沉积而不流态化，使其工作受到破坏。布水装置又是填料的承托层，停水时，载体不流失，并易于重新起动。

4）脱膜装置

及时脱掉老化的生物膜，保持膜的生物活性是流化床维持正常净化功能的环节。该装置可单独设立，也可设在池的上部。

（3）生物流化床的工艺流程

按反应器的形式分为传统流化床和内循环流化床，如图 6-16 所示；按载体流化的动力分为液流动力流化床、气流动力流化床和机械搅动流化床；按其本身所处的状态分为好氧流化床和厌氧流化床。

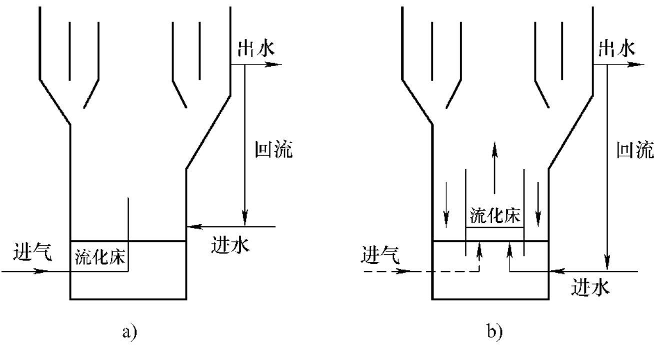


图 6-16　不同反应形器形式的流化床

a）传统流化床　b）内循环流化床

（4）流化床的分类

表 6-4 列举了流化床的分类、充氧方式及其功能。

表 6-4　流化床的分类、充氧方式及其功能

流化床分类	去除对象	流化方式	充氧方式
好氧流化床	有机物、氮	液流动力流化床、气流动力流化床、机械搅动流化床	表面曝气、鼓风曝气、溶解鼓风曝气
厌氧流化床	硝酸氮	液流动力流化床、机械搅动流化床	

1）液流动力流化床。液流动力流化床，也称二相流化床。其基本工艺如图 6-17 所示。床内只有污水和载体相接触，池外设有单独的充氧设备。

充氧污水以空气和纯氧为氧源与回流水混合后从底部进入，缓慢而均匀地沿横断面上升，推动载体处于流态化，同时与载体上的生物膜接触。处理后的污水从上部流出床外，进入二沉池，分离脱落的生物膜，处理水得到澄清。

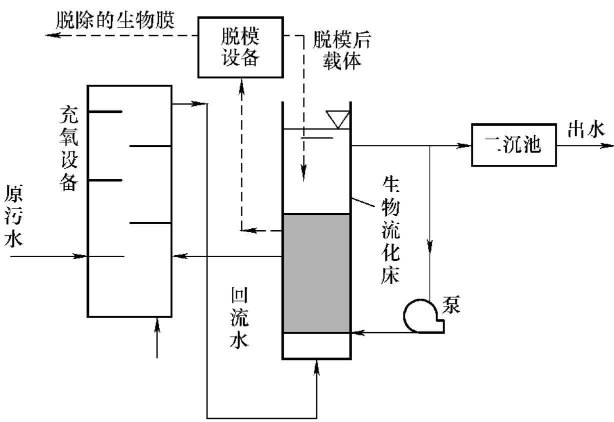


图 6-17　液流动力流化床工艺流程

2）气流动力流化床。气流动力流化床即三相流化床，如图 6-18 所示。污水、气体和载体同步进入床体。池体外有输送混合管，其外侧为载体下降区，上部为载体分离区。输送管内形成气、液、固三相混合体，空气起到扬水器作用，混合液上升时，三相混合体产生强烈的混合与搅拌作用，载体间摩擦作用使外层生物膜脱落。一般不采用回流措施，而且不需要脱膜设备。

本工艺技术的关键之一是防止气泡在床内合并，形成大泡，影响充氧效果，可采取加压释放充氧或射流曝气充氧，高速去除有机物。存在的问题是脱落的生物膜颗粒细小，需加混凝沉淀或气浮去除。

3）机械搅动流化床。机械搅动流化床又称悬浮粒子生物膜处理工艺，如图 6-19 所示。池内分反应室和固液分离室，池中央接近底部处安装叶片搅动器，由上部的电机带动载体使其呈流态化。可保证池内载体流化与悬浮，反应具有均一性，微生物浓度比较固定，不用通过运行来加以调整。

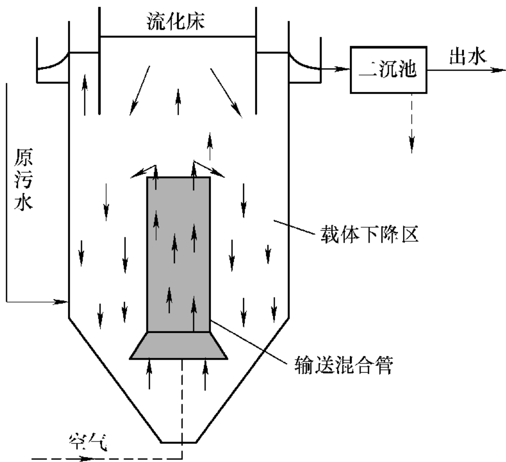


图 6-18　气流动力流化床

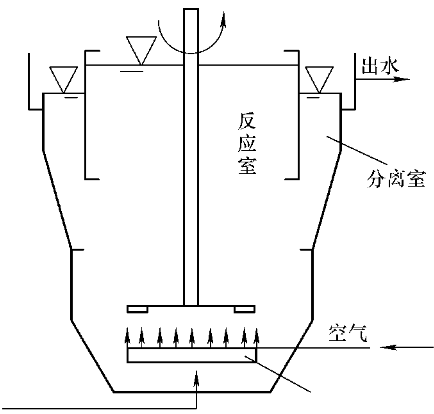


图 6-19　机械搅动流化床工艺

4）厌氧-兼氧生物流化床。在处理城市污水中，管道中流动的水形成表面复氧，常含

有 2mg/L 左右的溶解氧，可由此流化床处理以去除一部分 BOD 之后再进行好氧处理，这样动力消耗少，剩余污泥最少。

6.3 深度处理方法

深度处理的目的是进一步去除污水中的悬浮物、有机物、氮、磷等。常用的方法有过滤、活性炭吸附、膜技术等。具体的方法、特点及技术见表 6-5。

表 6-5 深度处理的对象及其技术简表

<table>
<tr><th>处理对象</th><th>有关指标</th><th colspan="2">主要处理技术</th></tr>
<tr><td>悬浮固体</td><td>SS、VSS</td><td colspan="2">滤池、微滤机、混凝沉淀、超滤、微滤</td></tr>
<tr><td>氮</td><td>T-N、K-N、NH3-N、NO2-N、NO3-N</td><td>折点加氯、离子交换、气体法</td><td rowspan="2">活性污泥法、生物膜法等脱氮除磷技术、气浮分离、吸附、湿式催化氧化法等</td></tr>
<tr><td>磷</td><td>PO4-P、T-P</td><td>混凝沉淀、晶析脱磷法</td></tr>
<tr><td>难降解有机物</td><td>电导率、无机物、重金属、Na、Ca、Cl</td><td colspan="2">渗析、电渗析、离子交换、冰冻、混凝沉淀、蒸馏</td></tr>
<tr><td>溶解性</td><td>有机物、BOD、COD、TOC、TOD</td><td colspan="2">混凝沉淀、生物过滤、臭氧氧化、活性炭吸附</td></tr>
</table>

活性炭含有大量微孔，比表面积较大，可有效地去除色度、臭和大多数的有机物、无机物及部分重金属，是深度处理中最广泛有效的技术之一。而膜技术有超滤、微滤、纳滤、反渗透、电渗析等，其去除率较高。膜价格的降低会促使膜分离技术在中水深度处理中的应用。微滤可去除沉淀不能去除的细菌、病毒、磷酸盐。反渗透可降低矿化度、去除溶解性固体，二级出水的脱盐率可达 90% 以上。纳滤技术可在较低的压力下直接去除病毒、细菌和部分溶解性有机物。生物过滤技术充分利用滤料的截污吸附作用和滤料上附着生物膜的降解作用，有较高的去除率，具有能耗低、流程短、易操作等优点。

6.3.1 过滤

1. 过滤的作用

在水处理过程中，过滤一般是指以石英砂的等粒状滤料截留水中悬浮物质，也包括浮游生物、病毒、细菌及乳化油等，使水获得澄清。残留的细菌和病毒等因失去混浊物的保护或依附，在消毒过程中容易被杀死。过滤是必不可少的，是保证饮用水安全的重要措施。在深度处理中，过滤作用如下：

1）进一步去除水中的微生物絮体和悬浮物，降低水的浊度。

2）去除絮凝过程中所产生的各类沉积物及不溶性磷。

3）进一步降低出水的有机物的含量，高效地去除细菌、病菌、病毒、重金属。

4）为活性炭吸附和离子交换前的预处理，提高了后续处理的安全性和处理效率。

5）进一步去除水中的污染物质，减少消毒费用。

6）在深度处理中，过滤能克服生物和化学处理的不规则性，提高回用连续性和可靠性。

7）通过进一步去除水中的污染物质，减少后续的消毒费用。

2. 净水原理

在水处理技术中，过滤是通过具有空隙的粒状滤料层（如石英砂等）截留水中悬浮物和胶体而使水获得澄清的工艺过程。滤池的形式有多种多样，以石英砂为滤料的普通快滤池使用历史最久，并在此基础上出现双侧滤料、多层滤料和上向流过滤、水平流等。若按作用力分，有重力式滤池和压力式滤池两类。为了减少滤池的阀门并便于操作管理，研究人员又发明了虹吸滤池、无阀滤池等自动冲洗滤池。所有上述各种滤池，其工作原理、工作过程都基本相似。其特定及使用条件见表 6-6。

表 6-6　常用滤池的特点及适用条件

名称		性能特点	适用条件	
			进水浑浊度/NTU	规模
普通快滤池	单层滤料	优点：运行管理可靠，有成熟的经验；池深较浅 缺点：阀件多；为大阻力配水系统，必须设冲洗设备	一般不超过 20	各类水厂均可，单池面积不大于 $100m^2$
	双层滤料	优点：含污能力较强，工作周期长；滤速较其它滤池高 缺点：滤料粒径严格；煤砂之间易积泥；冲洗操作要求较高	一般不超过 20，个别时间不超过 50	各类水厂均可，单池面积不大于 $100m^2$，用于单层滤料的改建以提高出水量
接触双层滤料滤池		优点：基建费用低；可一次净化原水，构筑物少，占地少 缺点：工作周期较短；加药管理复杂；其它缺点同普通快滤池	一般不超过 150	目前用于 $5000m^3$/天以下的水厂
虹吸滤池		优点：不需冲洗设备；不需大型阀门，节省阀井；易于实现现代化 缺点：池深较大，结构较复杂；需设抽真空的设备	一般不超过 20	适用大中型水厂，单池面积一般不大于 $25m^2$
无阀滤池	重力式	优点：不设闸阀门；维护管理简单，能自动冲洗	一般不超过 20	适用于中小型水厂，单池面积一般不大于 $25m^2$
	压力式	优点：一次净化；可作为小型、分散、临时性供水；省去二次泵站 缺点：清砂不方便，其它同接触双层滤料池	一般不超过 150	适用小型水厂，单池面积一般不大于 $5m^2$
压力滤池		优点：滤池多为钢罐，可预制；接触过滤时可一次净化原水而省去二级泵站；移动方便，可做临时给水 缺点：耗用钢材；清砂不方便	一般不超过 20	适用于小型水厂及工业给水，可与除盐、软化交换床串联使用

过滤的作用，不仅可截留水中悬浮物，而且通过过滤层还可把水中的有机物、细菌乃至病毒随着悬浮物的降低而被大量去除。这里对废水处理中应用较多的快滤池做一下介绍，其它的内容可参见配套的给水处理书籍。

（1）滤池的净水原理

当废水自上而下流过粒状滤料层时，粒径较大的悬浮颗粒首先被截留在表层滤料的空隙中，随着此滤料间的空隙越来越小，截污能力变得越来越大，逐渐形成一层主要由被截留的固体颗粒构成的滤膜，并由它起重要的过滤作用。这种作用属阻力截留或筛滤作用。悬浮物粒径越大，表层滤料和滤速越小，就越易于形成表层筛滤膜，滤膜的截污能力也越高。废水通过滤料层时，众多的滤料表面提供了巨大的沉降面积。重力沉降强度主要与滤料直径及过滤速度有关。滤料越小，沉降面积越大；滤速越小，则水流越平稳，这些都有利于悬浮物的沉降。

由于滤料具有巨大的比表面积，它与悬浮物之间有明显的物理吸附作用。此外，砂粒在水中常带有表面负电荷，能吸附带点胶粒，从而在滤料表面形成带正电荷的薄膜，进而吸附带负电荷的粘土和多种有机物等胶体。在砂粒上发生接触絮凝。还可能使滤床内部颗粒沉淀在滤料上，颗粒间由于化学、物理吸附起作用而被俘获的键吸附等，是多种作用的综合结果。在中水回用的过滤不同于给水过滤，一般认为隔滤是去除悬浮物的主要机理。

在实际过滤过程中，上述几种机理往往同时起作用，只是随条件不同作用有主次之分。对粒径较大的悬浮颗粒，以阻力截留为主，因这一过程主要发生在滤料表层，通常称为表面过滤。对于细微悬浮物以发生在滤料深层的重力沉降和接触絮凝为主，称为深层过滤。快滤池的工艺系统由滤料层、承托层和配水系统组成。池内填充石英砂滤料，滤料下铺有砾石承托层（即垫层），最下面是集水系统（或配水系统），在滤料层的上部设有洗砂排水槽。

（2）过滤工艺

包括过滤和反洗两个基本阶段。过滤时，废水由水管经闸门进入池内，并通过滤层和垫层流到池底，水中的悬浮物和胶体仅截留于滤料表面和内层空隙中，过滤水由集水系统经闸门排出。随着过滤过程的进行，污物在滤料层中不断积累，滤料层内的空隙由上至下逐渐被堵塞，水流通过滤料层的阻力和水头损失随之逐渐增大，当水头损失达到允许的最大值或出水水质达某一规定值时，滤池就要停止过滤，进行反冲洗工作。

反冲洗时，冲洗水的流向与过滤完全相反，是从滤池的底部向滤池上部流动，故叫反冲洗。冲洗水首先进入配水系统向上流过承托层和滤料层，冲走沉积于滤层中的污物，并夹带着污物进入洗砂排水槽，由此经闸门排出池外。冲洗完毕后，即可进行下一循环的过滤。

从过滤开始到过滤停止之间的时间叫滤池的工作周期，它同滤料组成、进出水质等因素有关，一般在 8 ~48h 范围。

作为快滤池的滤料有石英砂、无烟煤、大理石粒、磁铁矿粒以及人造轻质滤料等，其中以石英砂应用最为广泛。对滤料的要求如下：

1）有足够的机械强度；

2）价廉易得；

3）化学性质稳定；

4）具有一定的颗粒级配和适当的空隙率。

滤料颗粒的大小用“粒径”表示，粒径是指能把滤料颗粒包围在内的一个假象球面的直径。滤料具有一定的滤料级配，包括要求滤料粒径有一定大小范围以及不同尺寸颗粒所占的比例。例如快滤池采用石英砂单层滤料时要求最小粒径为 0. 5mm，最大粒径为 12mm，并且要求滤料具有一定的不均匀系数。

滤池分单层滤料池、双层滤料池和三层滤料池。后两种滤池是为了提高滤层的截污能力。单层滤料池的结构简单，操作也简便，因而应用广泛。双层滤料池是在石英砂滤层上加一层无烟煤滤层，三层滤料是由石英砂、无烟煤、磁铁矿等颗粒组成。滤池滤料的组成如图6-20所示。中水的深度处理常用双层或三层滤料。深度处理中往往悬浮物浓度较低，也可以采用给水处理中所用的压力滤池移动冲洗罩滤和单阀滤池。

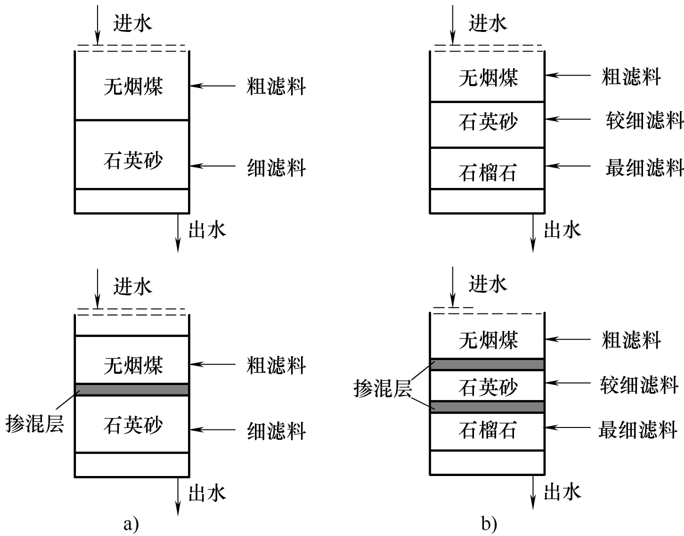


图6-20　混层与不混层的双层和三层滤料

a）双层滤料　b）三层滤料

承托层的作用是过滤时防止滤料进入配水系统，冲洗时起均匀布水作用。承托层一般采用卵石或碎石。

（3）配水系统

其作用是保证反冲洗水均匀地分布在整个滤池断面上，而在过滤时也能均匀地收集过滤水，前者是滤池正常操作的关键。为了尽量使整个滤池面积上反冲洗水分布均匀，工程中采用以下两种配水系统。

1）大阻力配水系统：由穿孔的主干管及两侧系列支管以及卵石承托层组成，每根支管上钻有若干个布水孔眼。这种配水系统在快滤池中被广泛应用，此系统的优点是配水均匀，工作可靠，基建费用低，但反冲洗水头大，动力消耗大。

2）小阻力配水系统：在滤池底部设较大的配水室，在其上铺设阻力较小的多孔滤板、滤头等进行配水。小阻力配水系统的优点是反冲洗水头小，但配水不够均匀。这种系统适用于反冲洗水头有限的虹吸滤池和压力式无阀滤池等。

根据石英砂滤层快率池的经验表明，冲洗时滤料的膨胀率为30%～50%，冲洗时间为5～6min，冲洗强度以12～14L/(m^2·s）较为合适。所谓的冲洗强度，是指滤池冲洗时，每平方米池面积上所通过的流量，单位为m^3/(m^2·s）或L/(m^2·s)。滤层膨胀率是值滤料层在冲洗时滤层膨胀后所增加的厚度与膨胀前厚度之比，以%表示。

前述的普通快滤池是敞口的，靠水层本身的重力克服阻力进行过滤，作用水头在4～5m

范围内。而压力滤池是把滤料装在密闭压力容器内，通常是密闭的钢制容器，利用外加压力克服滤层阻力进行过滤。

压力滤池分立式与卧式两类。立式压力滤池直径一般不大于 3m，滤层底部的配水系统较多采用小阻力配水系统中的滤头，滤头上部铺设厚 100cm 的小卵石层，其直径为 1 ~ 2mm。在卵石层之上是石英砂层与无烟煤层，滤料的粒径与厚度比普通快滤池大，滤料层厚度 1. 1 ~ 1. 2m，滤速为 8 ~ 10cm/s。

过滤时，原水由进水管进入池中，由上而下通过滤层后，经配水系统收集，再由池下部的滤后水管流出。反冲洗的冲洗水由配水系统进入，向上流过滤层，从反冲洗排水管流出。压力滤池的操作压力为 0. 15 ~ 0. 20kPa，最大允许水头损失值一般可达 5 ~ 6m。压力滤池的反冲洗一般采用空气助洗和压力水反洗的混合冲洗方式，先用水和气混合冲洗 10 ~ 15min，再用水反洗 5 ~ 6min。压力滤池一般应设有报警器，当水头损失超过允许值时，即发出警报。

压力滤池因在较高的最终水头损失下操作，过滤周期长，反洗次数少，运行管理比较方便，有定型产品可供选用。但耗用钢材多，投资较大；滤料进出不方便，多用于中小型处理厂。

（4） 滤池的气水反冲洗

1） 反冲洗方式：利用空气中的搅动作用将滤料表面截留的污物脱除，用水将泥水排除的冲洗方法。采用气水反冲洗可延长过滤周期，提高滤后水的水质，而且因降低了冲洗强度而节约冲洗水量。其方式有三种：先气后水；先气再气水同时，后水；气水同时后水冲洗。在实际操作中难易达到气水同步冲洗，一般先供气再气水同时冲洗，往往有两种方式。

先气后水的冲洗方式：在水洗阶段应保证冲洗水的强度使滤层产生适当的膨胀，污泥冲洗干净，适用于级配石英砂的滤池。

气冲洗-气水同时-水冲洗的冲洗方式：滤料层处于膨胀状态，也可不膨胀，适用于级配石英砂的滤池及均粒石英砂滤池。

2） 气水冲洗强度及历时可参见表 6-7。

表 6-7　气水冲洗强度和历时

滤料层结构和水冲洗时滤料的膨胀率	先气冲洗		气水同时冲洗			后水冲洗	
	强度/[L/(m² · s)]	历时/min	气强度/[L/(m² · s)]	水强度/[L/(m² · s)]	历时/min	强度/[L/(m² · s)]	历时/min
双层滤料，膨胀率 40% ~45%	20 ~25	3 ~2	—	—	—	6. 5 ~10	6 ~5
级配石英砂，膨胀率 40% ~45%	15 ~20 12 ~18	3 ~1 1	— 12 ~18	— 3 ~4	— 4 ~3	8 ~10 7 ~9	7 ~5 3 ~2
均粒石英砂，膨胀胀率 40% ~45%	13 ~17 (13 ~17)	1 (1)	13 ~17 (13 ~17)	3 ~4 (3 ~4)	4 ~3 (4 ~3)	5 ~8 (4 ~6)	4 ~3 (4 ~3)

3） 配水配气系统：气水反冲洗的配水、配气类型和冲洗方式见表 6-8。

表 6-8　各种配水配气系统所选用的冲洗方式

配水配气类型	适用冲洗方式	水洗阶段滤料膨胀情况	说　明
气水共用-大阻力配水配气系统	先气后水	产生膨胀	单独配水或配气，按水洗的条件设计，气冲洗时不均匀
气水各用-大阻力配水配气系统	全部冲洗方式	产生膨胀	系统分开，按要求单独设计，性能得到保证
长柄滤头配水配气系统	全部冲洗方式	产生膨胀或不产生膨胀	解决同时配水配气的问题

注：所有配水配气系统均有排气系统。

6.3.2　膜分离技术

膜分离技术是指利用人工合成的高分子膜使溶剂与溶质或微粒隔断，在膜两侧使水与水中各类成分之间的运输推动力形成差异，把预去除的成分分离出去的方法。与传统过滤器的不同之处是膜可以在离子或分子范围内进行分离，不需发生相的变化和添加助剂。

以电动势为推动的方法有电渗析和电渗透，其中使溶质通过膜的方法称为渗析，使溶剂通过的称为渗透；以压力差为推动力的有压力渗析、反渗析（RO）、超滤（UF）、微滤（MF）、纳滤（NF）等；以浓度差为推动力的有扩散渗析和自然渗透。膜技术属于物理分离，不发生相变，能量转化率高，分离效率高，节能效果好，操作简单，易于实现自动化，是很有前途的水处理技术。电渗析、反渗透主要去除水中离子、小分子物质；超滤、微滤主要去除水中大分子物质，纳滤介于反渗透和超滤之间，传统的过滤主要是去除水中悬浮物及颗粒物质。

膜过滤有两种方式：全程过滤（Full-flow Filtration）和错流过滤（Cross-flow Filtration），如图 6-21 所示。全程过滤的操作时间延长，膜污染加剧，膜的渗透速率下降，因此，必须周期性清洗膜表面或更换膜，是间歇式工作。错流操作中，料液流经膜表面时产生的剪切力把膜表面上滞留的颗粒带走，可有效地控制浓差极化和滤料堆积，可长时间操作并保持较高的膜通量。污水处理中一般用错流操作。

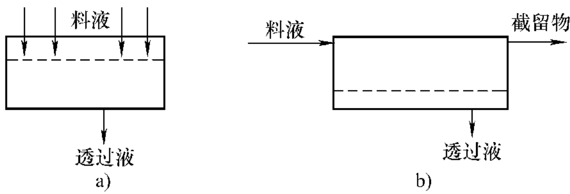


图 6-21　全程过滤和错流过滤示意图

a）全程过滤　b）错流过滤

1. 反渗透

反渗透（RO）是一种高效节能技术，将进料中的水和离子分离，达到纯化和浓缩的目的，无变相。一般不需加热。工艺简单，能耗低，操作和控制容易，使用范围广。反渗透膜只允特定物质通过，其它物质部分或全部被截留。膜的溶质和渗透水通量取决于所选择的膜材料、膜制备方法和膜的结构。

反渗透是在压力（1～10MPa）下，截留组分为 0.1～1nm 的小分子溶质，使溶液中的水通过反渗透膜，达到分离、纯化、提取和浓缩的目的，它可有效地去除有机物、胶体、病毒和细菌。净化工艺被破坏时，仅降低了装置的出水量，净化效果未变。目前膜组件的生产

已相当成熟，膜的脱盐率高达 99.3%，透水量大大增加，抗污染和抗氧化能力加强，设备的运行管理较为简单。膜性能提高，高压泵和能量回收装置的效率也不断提高。

反渗透中水的回收率在 75% 左右，COD、BOD 去除率 85% 以上，同时脱除含氮化合物、氯化物和磷。使用时应有必要的预处理工艺，防止膜堵塞，可采用过滤、活性炭吸附等预处理工艺。

布置方式采用单程式、循环式和多级串联式，如图 6-22 所示。

单程式中，原水一次通过反渗透膜装置分别以浓水和淡水排走，常通过提高流速来防止浓差极化所造成的透水量减少和膜污染。在循环系统中，一部分浓水回流到原水池中，并和新补充的水混合作为供水，可提高回收率。处理水量大时，改为串联式，淡水不断流走，为变成一定的流速尽可能地抑制膜表面的浓差极化提高回收率，膜组件应逐渐减少。

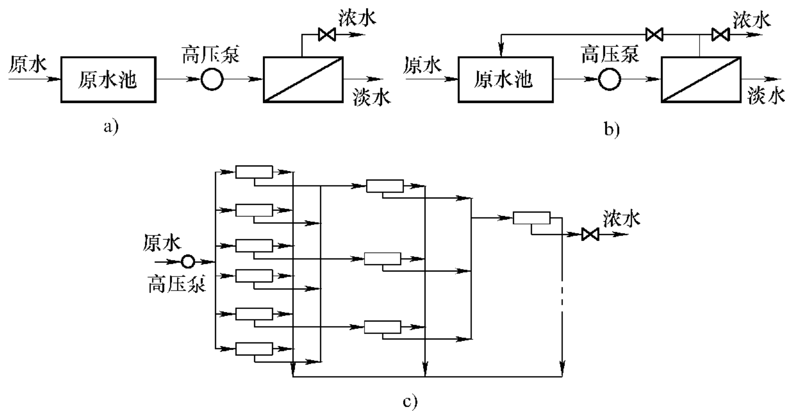


图 6-22　反渗透工艺的三种方式

a）单程式反渗透工艺　b）循环式反渗透工艺　c）多级串联式反渗透工艺

2. 超滤

（1）超滤的基本原理

超滤膜的物理结构具有不对称性，实际上可分为两层，一层是超薄活化层，孔径为 5.0 ~20.0nm，对溶液的分离其主要作用；另一层是多孔层，孔径约 0.4μm，具有很高的透水性。有许多学者从不同角度分析和探讨了过滤的原理。索里拉金认为，超滤是一种筛孔过滤过程，膜的分离特性由溶质-溶剂-膜材质的相互作用决定，相互作用包括静电力、范德华力、氢键力；溶质分子在膜的表面或膜孔壁上受到排斥或吸引都将影响到膜对溶质的分离能力，溶质分子尺寸与膜孔尺寸的相对大小也将影响到膜的分离效果。

超滤膜的微孔孔径约在 0.005 ~0.1μm，介于微孔滤膜与反渗透膜之间，所以，有人提出了超微过滤和疏松反渗透的新建议。超滤不可能是单纯的物理筛分过程，特别是超滤处理的大分子有机物、蛋白质、胶体等，这些物质与膜材料间的相互作用产生的物化影响不能忽视，孔径大于膜孔径的溶质在膜表面被截留，实现筛分，粒径与膜孔径差不多的溶质在孔中截留易引起堵塞。

（2）工艺

超滤装置和反渗透装置类似，主要膜组件有板框式、管式、螺旋式、毛细管式、帮条式及中空纤维式等。板框式组件首先应用于大规模超滤和反渗透系统，这种多孔膜支撑材料以

及形成料液流道的空间和两个端重叠压紧在一起，料液由料液边空间引入膜面，所有板框式组件应在单位体积中提供大的膜面积，这种组件与管式组件相比控制浓差极化比较困难。特别是在溶液中含大量悬浮固体时，可能会使料液流道堵塞。在板框式组件中被污染的膜通常要拆开清洗或用机械清洗，且比管式组件需要更多的次数。但是，板框式组件的投资费用和运行费用都比管式组件低。

管式膜组件明显的优点是可以控制浓差极化和结垢。因它的投资和运行费用都高，已在很大程度上被中空纤维式组件所替代，但是在超滤系统，管式组件一直在使用着，这主要是由于管式系统对料液中的悬浮物具有一定承受能力，它很容易用海绵球清洗而不用拆开设备清洗。管式膜组件的主要优点是能有效地控制浓差极化，较大范围内调节料液的流速，膜生成污垢后容易清洗。其缺点是投资和运行费用都较高，单位体积内膜的比表面积较低。

超滤的基本操作有间歇式和连续式两种方式。间歇式操作常用于小规模生产，从保证膜透过通量来看，这种方式效率最高，因为膜始终可保证在最佳浓度范围内进行操作，在低浓度时，可得到很高的膜透过通量。连续式操作常用于大规模生产，由于需要分离物料的生产量常比控制浓差极化所需的最小流量还小，因此运行时采用部分循环连续式，而且循环量常比料液量大的多，其运行方式可分为循环式、连续式和部分循环连续式；按组件的组合排列分为一级一段、一级多段和多级工艺等，如图 6-23 所示。溶液升压后一次通过超滤组件叫一级一段，若浓缩液直接进入下游组件称为一级二段，继续下去可类推。如果透过液升压后进入下游组件称为二级，继续升压送入下游组件则为三级。

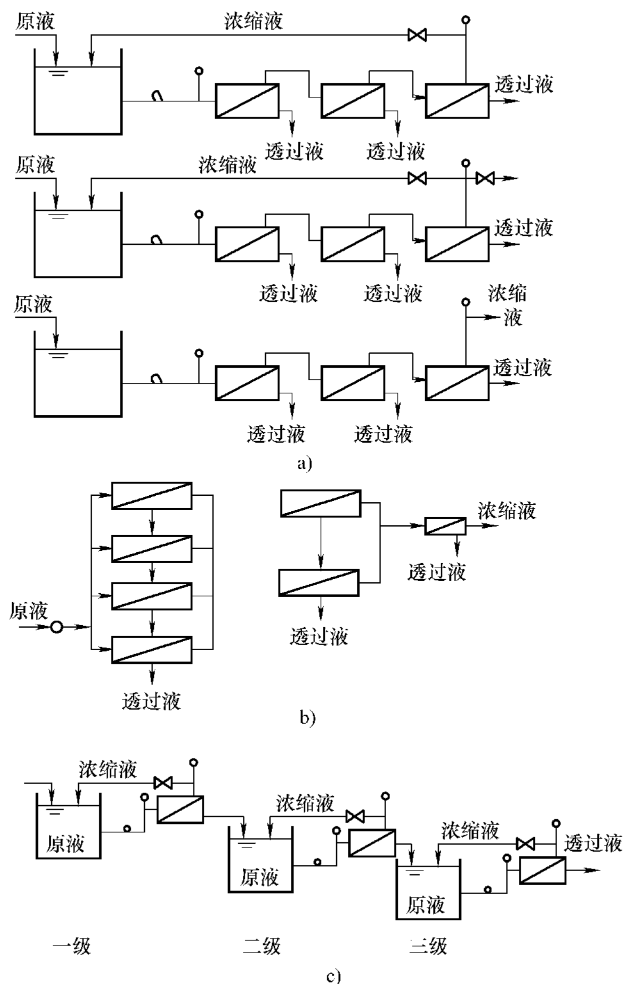


图 6-23　按组件组合排列的超滤工艺流程
a）一级一段工艺工程　b）一级多段工艺工程　c）多级工艺工程

超滤过程是动态过滤，在泵推动力的作用下，会在超滤膜的表面产生两个分力：一个是平行于膜面的切向力，其把被截留在膜表面的物质冲开，随水流排出；一个是与膜面垂直的法向力，在其作用下水分子透过膜面。两种分力的存在使得在膜的表面不易产生浓差极化，不易形成吸附沉积层。因此在超滤

过程中，透水速率的减慢比较缓慢，其运行周期相对延长。但超滤达到了一定的运行时间后，截留物的增多或浓差极化层逐渐变厚，透水速率还是会明显下降。此时，可增加溶液切向流速，降低膜面法向压力，进行短时间冲洗就会使透水速率得到较好的恢复。如此操作可充分利用超滤膜的性能，直到这种冲洗方法失效才将超滤膜取下进行化学冲洗。这种冲洗方式称为等压冲洗，即膜的两侧无压力差冲洗。在超滤系统中采取反冲洗（膜两侧存在压力差的冲洗），其冲洗效果更好，但装置结构复杂，投资较大。

综上所述，超滤技术在进行溶液分离时，存在着浓差极化、溶质与膜发生相互作用的因素，实际工作情况较为复杂。超滤膜的透水速率及溶质的截留率与工作溶液的浓度、温度、回流比、压力和 pH 值等有关。

6.3.3 微波技术

1. 微波水处理技术的原理

微波是波长在 1mm ~ 1nm 之间，频率在 $3.0\times10^{2}\sim3.0\times10^{5}$MHz 之间，具有穿透性的一种电磁波。微波技术起源于 20 世纪 30 年代，最初应用于通信领域。在其它领域使用微波技术可追溯到 20 世纪 50 年代，而它在环境保护领域的应用则鲜有探讨。直到 1986 年，人们才开始注意到微波技术应用在环境保护领域的潜力，现已成功地用于废气、废水、固体废弃物的处理及环境监测等方面，该技术在环保领域具有广泛的应用前景。

微波对陶瓷、玻璃、塑料具有穿透性，对金属具有反射性，对水、含水物质、脂肪等具有深层瞬时加热作用，产生热效应。就液体而言，微波仅对其中的极性分子起作用，微波电磁场能使极性分子产生高速的旋转而产生热效应，同时改变体系的热力学函数，降低反应的活化能力和分子的化学键强度。对固体来说，许多磁性物质如过渡金属及其化合物、活性炭等对微波有很强的吸收能力，由于其表面的不均匀性，微波辐射时其表面会产生许多“热点”，这些“热点”的能量比其它部位高得多，被常作为诱导化学反应的催化剂。

（1）加热原理

污水中含有大量的有机物、无机污染物、污泥等，这些物质可对环境产生严重的污染。利用微波的加热特性，可将微波技术有效地用于污泥、有机污染物的处理及有机絮凝剂的制备。

微波加热是利用介质的介电损耗而发热，在极短的时间内使介质分子达到极化状态，加剧分子的运动与碰撞。由于电磁能量是以波的形式辐射到介质内部，内外同时加热，加热无滞后效应，所以体系受热均匀，可大大加快反应速度，缩短反应周期。利用微波加热处理机械脱水后的污水污泥，不但可以实现污泥农肥化、袋装化，而且也为污水厂污泥的资源化利用探索出便捷、高效的新途径。

污水处理中常用活性炭吸附法，但吸附后的活性炭表面有机物却难以处理。微波辐射能有效地解吸活性炭表面的有机物，使活性炭再生并有利于有机物的消解和回收再利用。采用微波解吸处理污水中的有机物，不仅可消解有机物，还可获得高质量的回收产物。

（2）生物杀菌机理

微波杀菌是制造一个物理环境使微生物死亡，这个环境包括热力的温度场和频率极高的交变电磁场。两种物理场共同作用于生物固体中的微生物，从而达到杀菌的效果，同时，微波对肠道细菌、蠕虫寄生虫和部分病毒都有杀菌作用，具有良好的应用前景。

微波电磁场作用于生物体，能引起两类生物效应，指生物体内各层次的生物物质吸收电磁波后转变为热能，温度升高并由此而引起生理和病理变化的作用；还有一类为非热效应，指电磁场通过使生物体温度升高的热作用以新的方式改变生理化过程的效应。

总之，微波对流体中的物质选择性加热和对吸波物质低温催化、低温杀菌及均匀加热的功能，加速了固液分离作用，达到了去污除浊杀菌的功效，经微波技术处理后的水可全部回用，运行稳定可靠。

2. 微波水处理工艺

与传统水处理工艺相比，微波水处理工艺流程大为简单，减少了大量的管道工程，进水温度和浓度无特殊要求，工艺流程如图 6-24 所示。

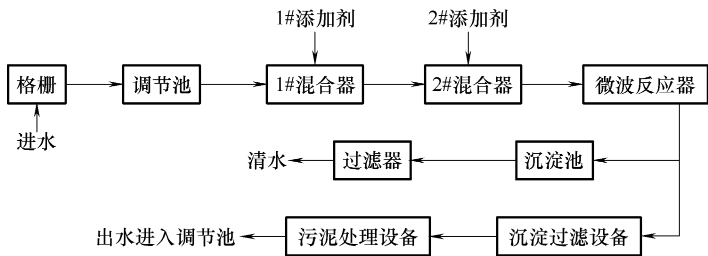


图 6-24　微波水处理技术工艺流程

该工艺的核心是添加剂和微波反应器，混合液经添加剂物化与微波低温催化的共同作用，产生大量絮状体，进入到沉淀池后迅速分离，上清液由过滤器进一步处理达标排放或再利用，污泥脱水后外运、堆肥或掩埋；也可使带有絮状体的水直接进入沉淀过滤一体化设备，出水排放或再用，污泥做相应的处理后考虑再用。

水中污染物在添加剂和微波的共同作用下产生剧烈的催化反应，转化为不溶性物质或气体与水分离，有机物在微波的催化下分解为小分子物质，进一步与添加剂结合生成速沉絮状物去除；金属离子直接与添加剂发生反应，生成速沉絮状物沉淀；氨氮转化为氮气，后续的吸收装置完成去除任务；水中的磷转化为不溶性磷酸盐沉淀去除。表明了微波技术可以有效地去除有机物、氮、磷等物质。

微波反应器在一定的工作压力、温度和反应速度下，连续发生加热物化、低温催化、高频穿透的作用生成可沉物，微波的功率可连续调节以适应水质的变化。

6.4　微滤控制系统实例

6.4.1　微滤系统设备

本节以某中水厂的系统为例，介绍微滤系统的控制。

A 水厂微滤系统拥有 4 个膜组单元（RACK1—RACK4），每个膜组单元由 108 根膜柱组成，如图 6-25 所示。4 个膜组的结构完全相同，共用一套过滤进水管路、反冲洗供水管路、循环回水管路和空气进气管路，因此只需要一套给水泵（2 台，1 用 1 备）、反冲洗水泵（2 台，1 用 1 备）和一套空压机供气系统。

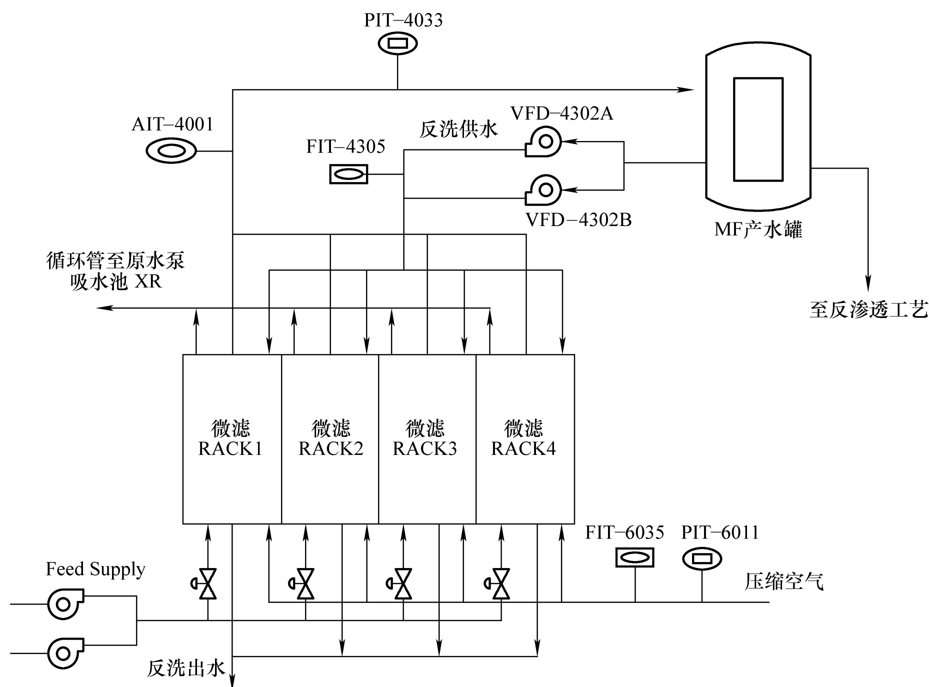


图 6-25　微滤系统结构

为了保证每个膜组单元工作时的相对独立性，在每个膜组单元的分支管路中都安装有阀门，通过控制各个支路阀门的开关来实现膜组间工作的相对独立性，例如图 6-25 中每个膜组进水支管路中都安装有进水调节阀，当某个膜组受损需要维修或需要停止进水时便可关闭该调节阀而不影响其它膜组的正常工作。

膜组单元 1（RACK1）的详细结构如图 6-26 所示。

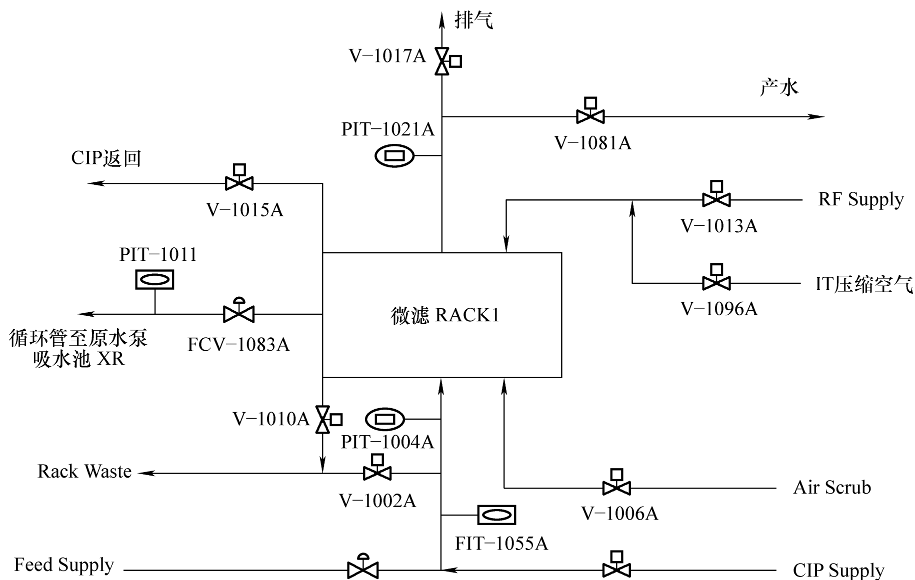


图 6-26　膜组单元结构图

从图 6-26 中可以看到，每个膜组单元包含有很多阀门。因此在微滤控制系统中阀门控制非常重要，通过控制多个阀门间的不同开闭组合来实现微滤工艺中不同环节，如过滤、反冲洗、化学清洗等之间的切换。同样通过控制可调节阀门的开度又可实现进水量、循环回水量和进气量等的调节，以满足微滤工艺的需求。

该微滤控制系统的主要阀门见表 6-9。

表 6-9　微滤系统阀门

项　　目	描　　述	数　　量
FCV-1001	进水阀（可调节）	4（每个膜组单元 1 个）
FCV-1083	循环回水阀（可调节）	4（每个膜组单元 1 个）
V-1010	上排水阀	4（每个膜组单元 1 个）
V-1002	下排水阀	4（每个膜组单元 1 个）
V-1018	滤出水阀	4（每个膜组单元 1 个）
V-1003	CIP 化学清洗进液阀	4（每个膜组单元 1 个）
V-1015	CIP 化学清洗出液阀	4（每个膜组单元 1 个）
V-1006	空气擦洗进气阀	4（每个膜组单元 1 个）
V-1096	完整性测试进气阀	4（每个膜组单元 1 个）
V-1013	反冲洗供水阀	4（每个膜组单元 1 个）
V-1017	膜组排气阀	4（每个膜组单元 1 个）

每个膜组单元还包含有很多传感器如流量传感器、压力传感器等。它们用于实时检测微滤系统的各种运行数据，使操作员能够对微滤系统的运行状况进行实时监控，保障微滤系统的正常生产和安全运行，同时为系统的控制程序联锁提供了必要因素。

该微滤系统的检测单元见表 6-10。

表 6-10　微滤系统检测单元

仪　　表	变　　量	描　　述
FIT-1005	RACK［RP］. FIT1005. EU	进水流量
PIT-1004	RACK［RP］. PIT1004. EU	进水侧压力
PIT-1021	RACK［RP］. PIT1021. EU	出水侧压力
FIT-1011	RACK［RP］. FIT1011. EU	循环回水流量
FIT-6035	RACK［RP］. FIT6035. EU	压缩空气流量
PIT-6011	RACK［RP］. PIT6011. EU	压缩空气压力
FIT-4305	RACK［RP］. FIT4305. EU	反冲洗供水流量

6.4.2　控制系统网络结构图

该水厂控制系统采用 ControlLogix 系统，拥有一个主 PLC 控制站。微滤工艺部分拥有 7 个远程 I/O 控制站，分别为膜组进水泵控制站、4 个微滤膜组单元控制站、预过滤器控制站和反冲洗水泵控制站。每个控制站通过 ControlNet 1794-ACN15 适配器与主 PLC 控制站进行

通信。每个适配器下带数字量输入输出和模拟量输入输出模块，如图 6-27 所示。

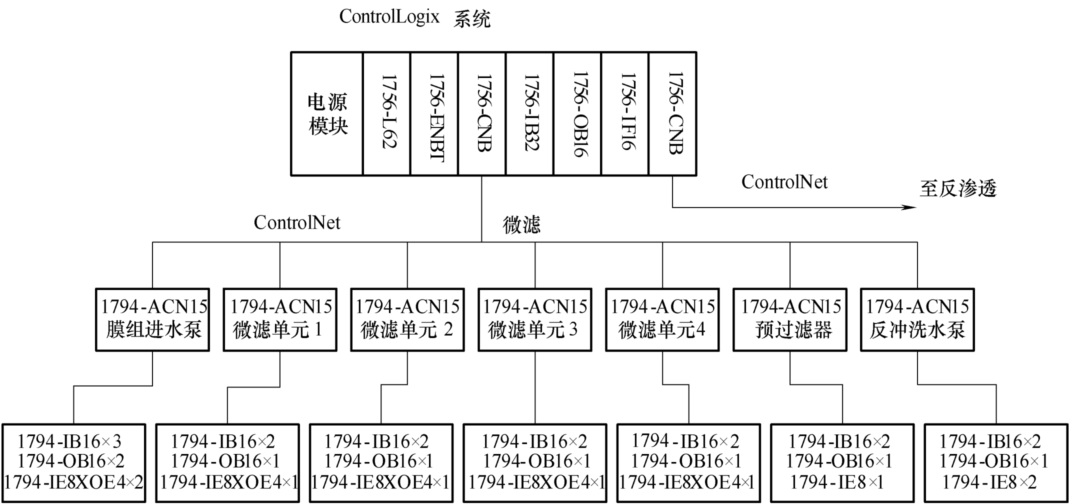


图 6-27　微滤控制系统网络结构图

通过上面的网络结构不但实现了控制系统的 I/O 拓展，使控制系统变的简洁高效，同时还大大减少了硬件接线所耗费的财力和劳动力。

6.4.3　控制系统程序分析

1. 阀门控制

微滤系统中阀门的控制为主要控制，为了方便对后文控制程序的理解，先简单介绍下阀门的控制程序。

在微滤系统中，阀门分为两类：电磁阀和电动调节阀。

电磁阀的开关输出为数字量信号，当输出置位则阀门开启，当阀门开到位时触动限位开关并反馈阀门开到位信号。当输出清零则阀门关闭，关到位时反馈关到位信号。

电动调节阀的输出控制为模拟量信号，控制输出值的大小对应相应的阀门开度。

下面以滤出水阀 V-1018 为例介绍电磁阀的控制程序。该阀门的控制变量见表 6-11。

表 6-11　V-1018 控制变量

项　　目	标　　签	描　　述	I/O 地址
DI	RACK［RP］. V1018. ZSC_Stat	关到位反馈	MF_Skid_（1-4）：0：I. 15
	RACK［RP］. V1018. ZSO_Stat	开到位反馈	MF_Skid_（1-4）：0：I. 14
DO	RACK［RP］. V1018. DO_Man	手动控制模式输出（0 = OFF 1 = ON）	MF_Skid_（1-4）：2：O. 6
	RACK［RP］. V1018. DO_Prog	自动控制模式输出（0 = OFF 1 = ON）	

注：RP = 1 ~ 4。

由于 4 个微滤膜组单元的结构完全相同，为了编程方便并减少 CPU 内存占用量，将每个膜组的所有设备统一命名。例如：滤出水阀统一命名为 V-1018，只是在前面加上前缀 RACK

［RP］来加以区分。RP 的值是一个变量，代表膜组号，CPU 每扫描一次程序便将“1 ~4”中的一个值赋给“RP”，这样“RP”值在 1 ~4 之间不断循环。例如，当“RP”值为 2 时，该扫描周期内的所有程序是对应膜组单元 2 的控制。这样，每个膜组的控制程序要 4 个扫描周期执行一次，但由于 CPU 的扫描周期相当短，即使是 4 个扫描周期也足以满足实时的控制要求。通过这样的方法，避免了 4 个相同膜组控制程序的重复，并提高了 CPU 的工作效率。

电磁阀的控制程序：当控制系统处于自动控制模式时，程序根据联锁条件，通过置位或清零 RACK［RP］. V1018. DO_Prog 位来实现阀门的开关控制。在手动控制模式下，通过操作员在上位机发出命令，改变 RACK［RP］. V1018. DO_Man 位的状态来实现阀门的开关控制，如图 6-28 所示。

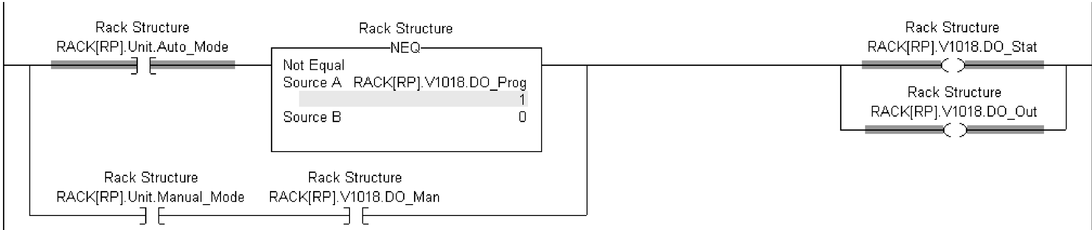


图 6-28　电磁阀的开关控制

每个膜组在自动和手动模式下，电磁阀阀门开关控制对应的实际 I/O 通道是一样的，如图 6-29 所示。

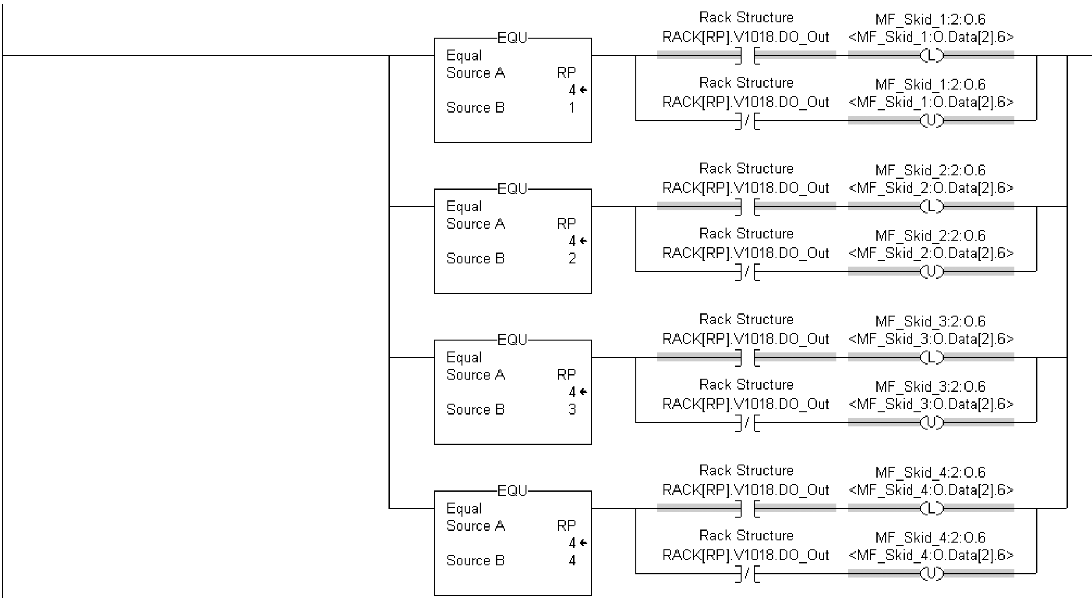


图 6-29　每个膜组电磁阀的开关控制

RP 值不同，即膜组不同时，对应不同的实际输出通道。

阀门关到位状态反馈的实际 I/O 点与阀门控制关到位状态反馈标签 RACK［RP］. V1018. ZSC_Stat 的对应关系如图 6-30 所示。阀门开到位状态反馈的实际 I/O 点与开到位反

馈标签 RACK［RP］. V1018. ZSO_Stat 的对应关系如图 6-31 所示。

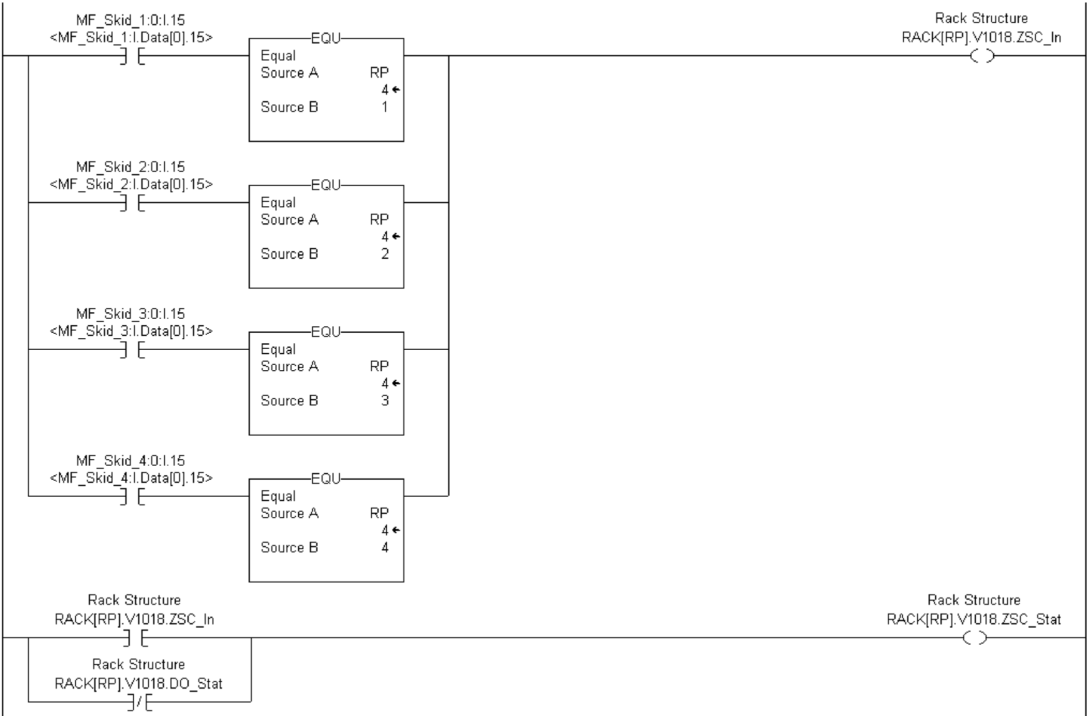


图 6-30　电磁阀阀门关到位状态反馈

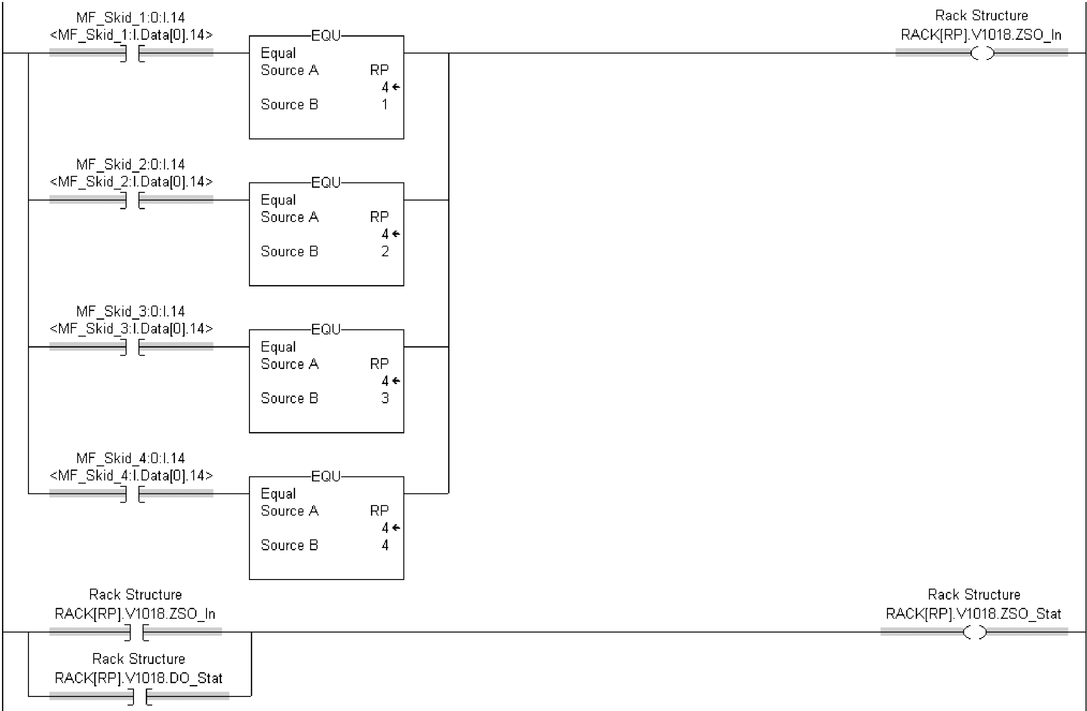


图 6-31　电磁阀阀门开到位状态反馈

其它非可调开度阀门的控制逻辑与其相同，在这里不再赘述。

下面以进水阀 FCV-1001 为例介绍电动调节阀的控制程序。该阀门的控制变量如表 6-12 所示。

表 6-12　FCV-1001 变量表

项　　目	标　　签	描　　述	I/O 地址
AO	RACK［RP］. FCV1001. AO_Man	手动模式输出	对应标签 RACK［RP］. FCV1001. AO_Contr MF_Skid_（1-4）：3：O. Ch0OutputData
	RACK［RP］. FCV1001. AO_Prog	自动模式输出	

在手动控制模式下，阀门的开度值由操作人员在上位机上设定，即写入到变量 RACK［RP］. FCV1001. AO_Man 中，并通过一条 MOV 指令将该值赋给变量 RACK［RP］. FCV1001. AO_Contr；同样在自动控制模式下，系统根据控制要求与实际的运行情况自动计算出合适的阀门开度值，存入到变量 RACK［RP］. FCV1001. AO_Prog 中，进而送入变量 RACK［RP］. FCV1001. AO_Contr 中。变量 RACK［RP］. FCV1001. AO_Contr 经过整定后最终赋给变量 RACK［RP］. FCV1001. AO_Out，如图 6-32 所示。

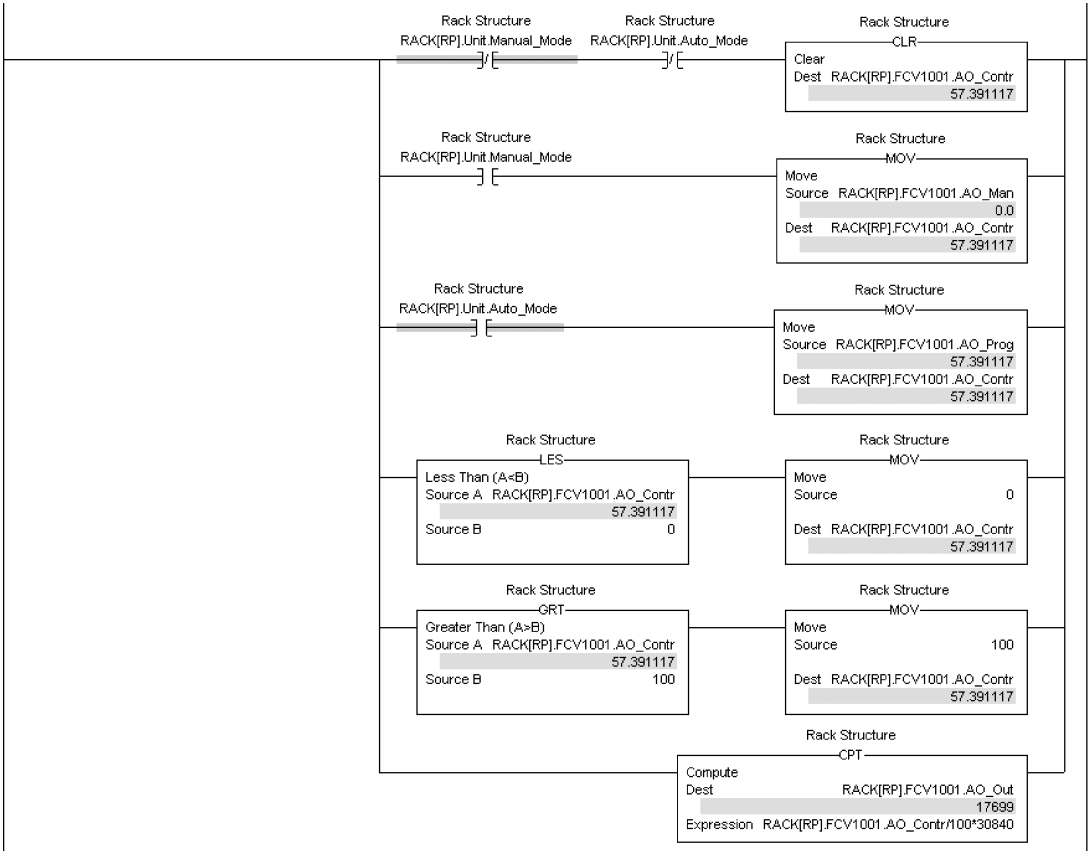


图 6-32　进水电动阀 FCV-1001 的控制

变量 RACK［RP］. FCV1001. AO_Out 连接了实际的 I/O 地址，如图 6-33 所示。

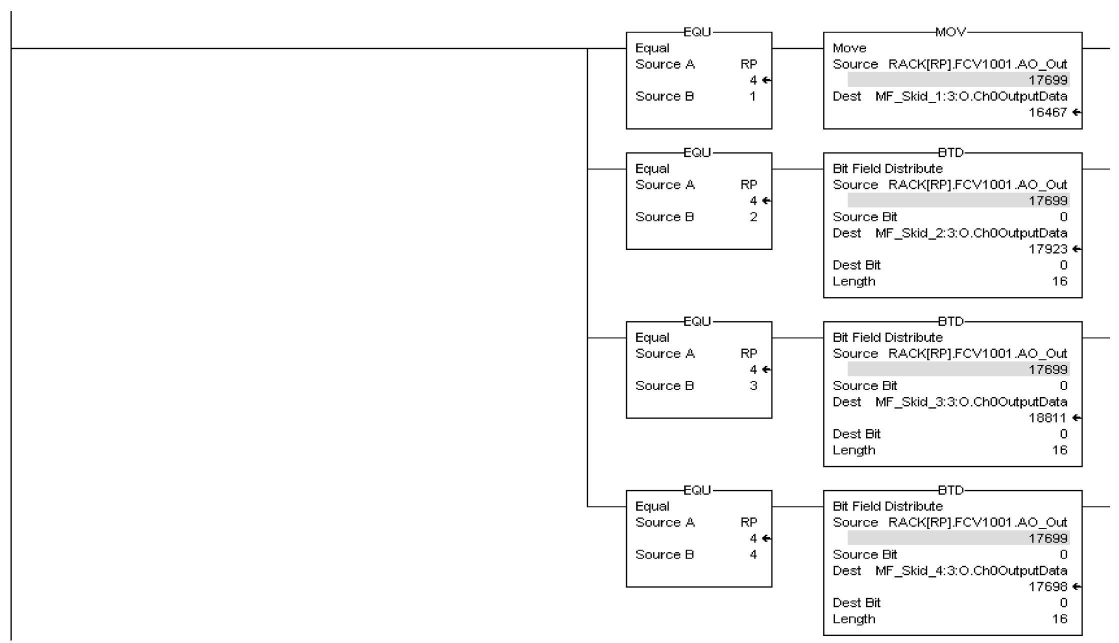


图 6-33　进水电动阀 FCV-1001 的实际 I/O

该微滤控制系统中的电动调节阀全部用于闭环控制回路中，通过 PIDE 功能块进行调节，PIDE 功能块的输出作为阀门开度的给定值，当输出值为 100 时阀门全开，当输出值为 0 时阀门关闭，该部分程序将会在下文作介绍。

2. 工艺过程选择

微滤工艺过程主要分为自动过滤、单纯水反洗、气水联合冲洗、维护清洗和 CIP 化学清洗。在程序中每个工艺过程都有一个过程标签，并且每个过程标签都有一个过程代码与之对应，同样每个工艺过程都有相应的过程步序代码，见表 6-13。

表 6-13　工艺过程

工艺过程	过程标签	过程代码	过程步序
自动过滤	GloConst. AUTO_FILT	1	RACK［RP］. Unit. Proc_Step = 1000—1999
单纯水反冲洗	GloConst. RF	2	RACK［RP］. Unit. Proc_Step = 2000—2999
气水联合反冲洗	GloConst. ASF	3	RACK［RP］. Unit. Proc_Step = 3000—3999
维护清洗	GloConst. EFM	5	RACK［RP］. Unit. Proc_Step = 5000—5999
CIP 化学清洗	GloConst. CIP	6	RACK［RP］. Unit. Proc_Step = 6000—6999

当系统运行时，程序根据操作员的操作请求，或者程序在自动运行模式下的逻辑判断，选择需要执行的工艺过程，并将该工艺过程代码写入过程选择变量 RACK［RP］. Unit. Proc_Selected 中，该过程被选中后将其对应的起始步序号写入步序选择变量 RACK［RP］. Unit. Proc_Step 中，系统便开始执行该工艺段。

以自动过滤过程为例，如图 6-34 所示。

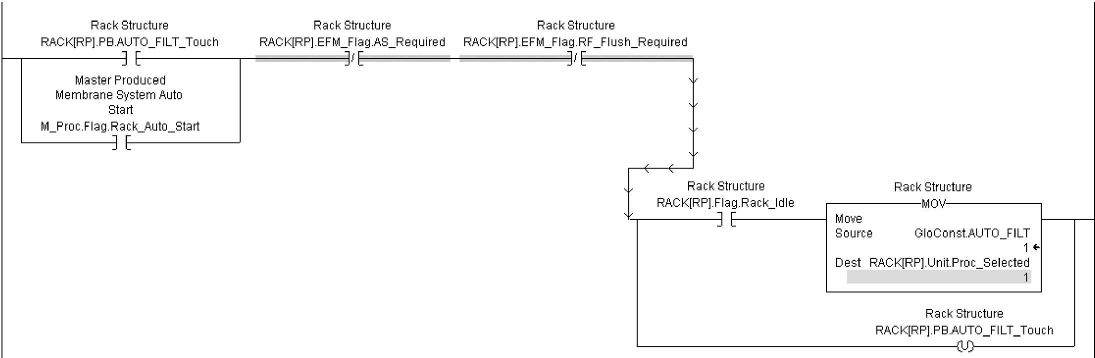


图 6-34　自动过滤程序选择

在某个膜组单元没有其它工艺请求，处于空闲状态的情况下，当操作员通过上位机发出自动过滤工艺请求即置位标签 RACK［RP］. PB. AUTO_FILT_Touch，或者在自动控制模式下程序通过逻辑判断发出自动过滤过程请求即置位 M_Proc. Flag. Rack_Auto_Start 标签时，程序通过 MOV 指令将自动过滤过程标签 GloConst. AUTO_FILT 的过程代码“1”赋给过程选择变量 RACK［RP］. Unit. Proc_Selected。程序再根据图 6-35 所示判断，将自动过滤过程的起始步序代码 1000 写入步序选择变量 RACK［RP］. Unit. Proc_Step 中，开始执行自动过滤过程，该工艺过程的程序将在下文中介绍。同样其它工艺过程的选择逻辑与其类似。

3. 过滤过程分析

过滤过程首先要控制相应阀门的开闭使微滤系统处于过滤模式，之后开启进水泵供水，调节进水阀门的开度使进水量达到膜组单元正常工作的流量。

进水流量的设定可以有三种模式：第一种以保证用户用水量的需求而设计，即根据出水流量的要求调节相应的进水流量；第二种以保证进水侧的压力恒定为目标调节进水流量；第三种则是恒流进水，保证进水流量为恒定值。对进水侧压力、出水侧压力及浓水侧压力进行实时监控，并计算出跨膜压差。当某压力值达到高限报警时，由操作员或者程序自动转入相应的处理程序如反冲洗工艺等；当某压力值出现高高报警时，系统自动停机，由操作员检查并排除相应故障。在过滤过程正常进行不出现压力异常的情况下，每隔 40min 进行一次反冲洗，每隔一天进行一次化学冲洗。其控制流程如图 6-36 所示。

其中 FM 相关阀门代表在过滤过程中需要关闭的阀门，它包括 V-1017 膜组排气阀、V-1002 下排水阀、V-1010 上排水阀、V-1006 空气擦洗进气阀和 V-1013 反冲洗供水阀。

当开始执行自动过滤工艺时，程序将该工艺段的起始步序代码 1000 写入步序选择变量 RACK［RP］. Unit. Proc_Step 中，开始执行自动过滤过程。置位 RACK［RP］. Flag. FM_Vlv_Close_Run 来关闭 FM 相关阀门，当所有阀门关到位时置位 RACK［RP］. Flag. FM_Vlv_Close_Set，同时将 1015 写入步序选择变量 RACK［RP］. Unit. Proc_Step 中，其程序如图 6-37 所示。

当 RACK［RP］. Flag. FM_Vlv_Close_Run 置位时将阀门的输出清零，即发出阀门关闭命令，如图 6-38 所示。该部分参看前文阀门控制一节。

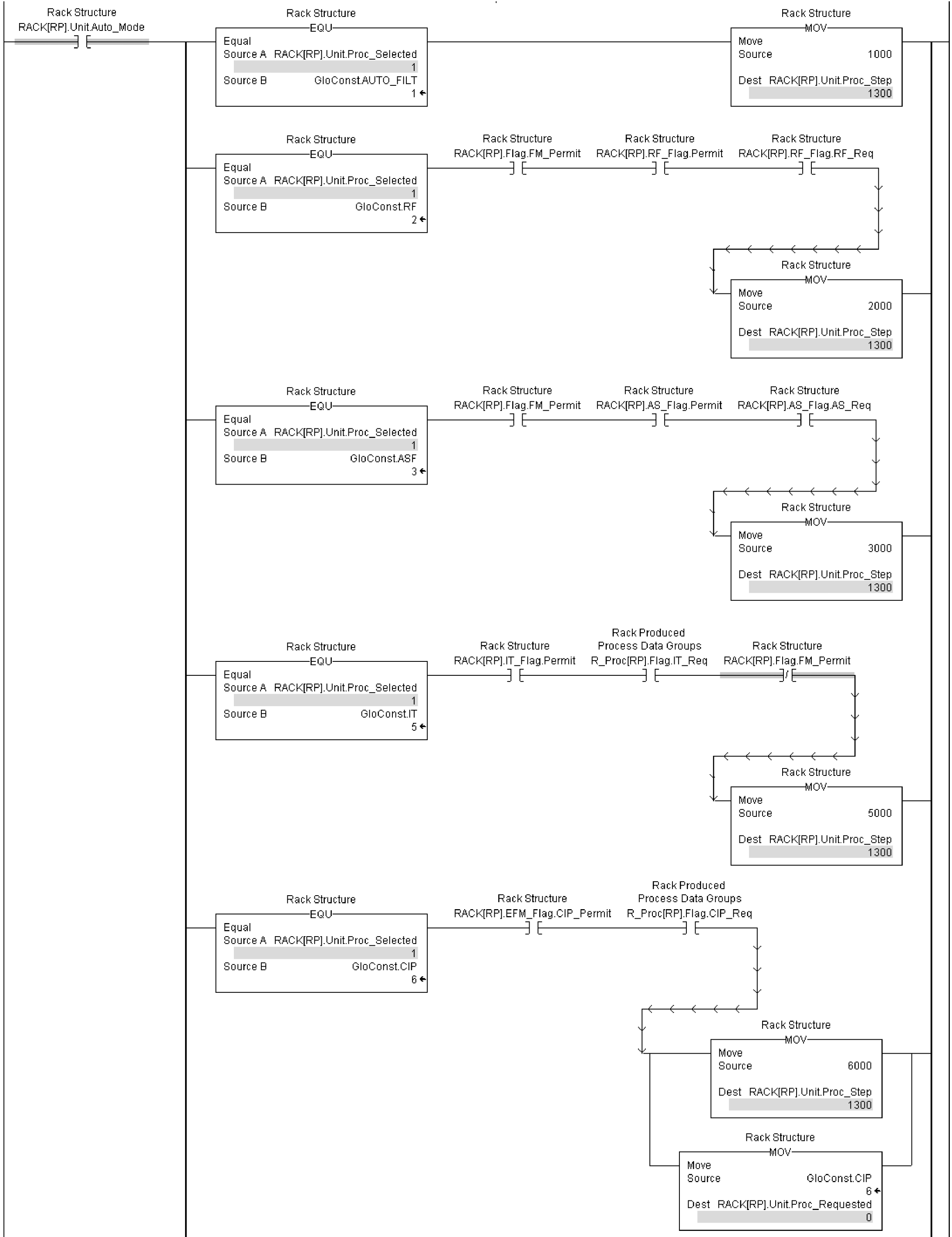


图 6-35 工艺过程选择程序

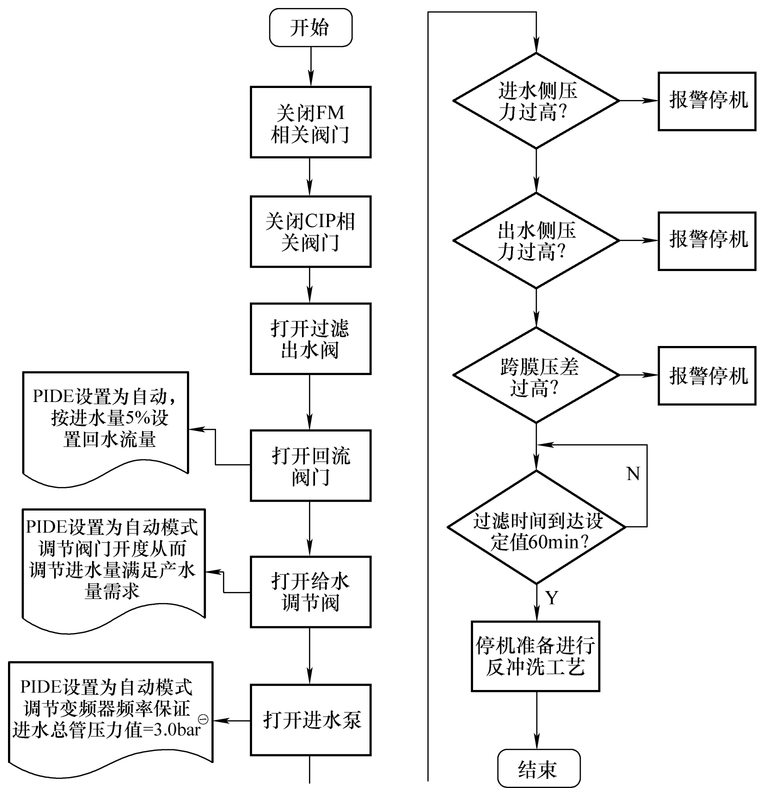


图 6-36　过滤过程控制流程图

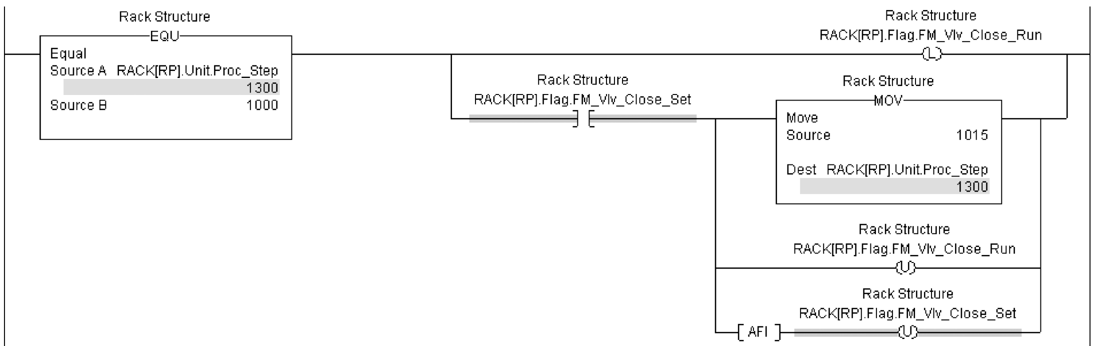


图 6-37　开始执行自动过滤过程

当 5 个阀门都处于关到位状态时，将标签 RACK［RP］. Flag. FM_Vlv_Close_Set 置位，如图 6-39 所示。

步序 1015：关闭 CIP 化学清洗相关阀门 V-1003、V-1015，同时将 1100 写入步序选择变量 RACK［RP］. Unit. Proc_Step 中，如图 6-40 所示。

步序 1100：打开过滤出水阀门 V-1018，并将 1200 写入步序选择变量 RACK［RP］. Unit. Proc_Step 中。

㊀　1bar = 10^5 Pa。

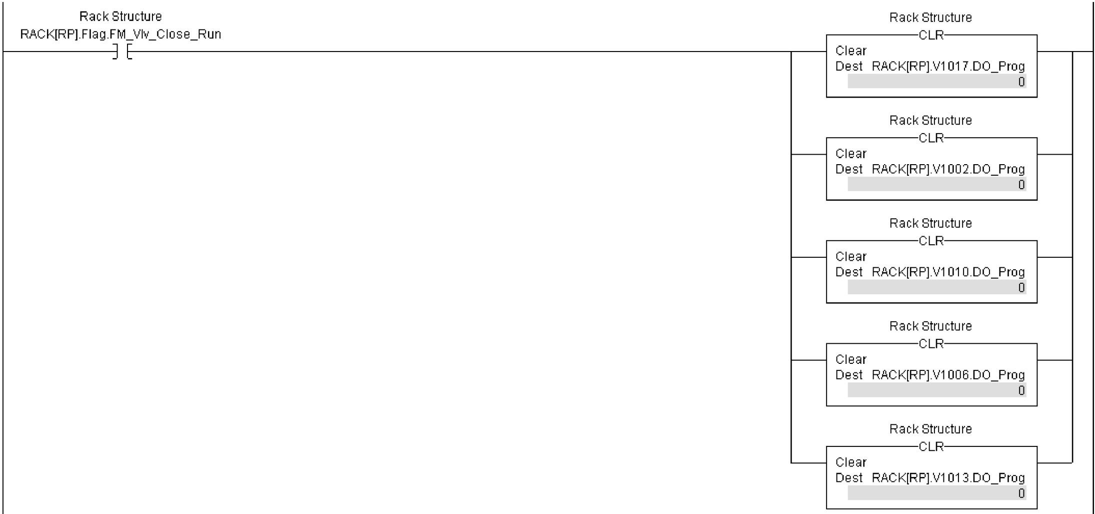


图 6-38　阀门输出清零

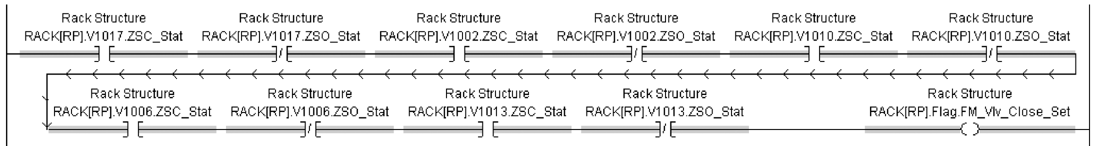


图 6-39　所有阀门关到位

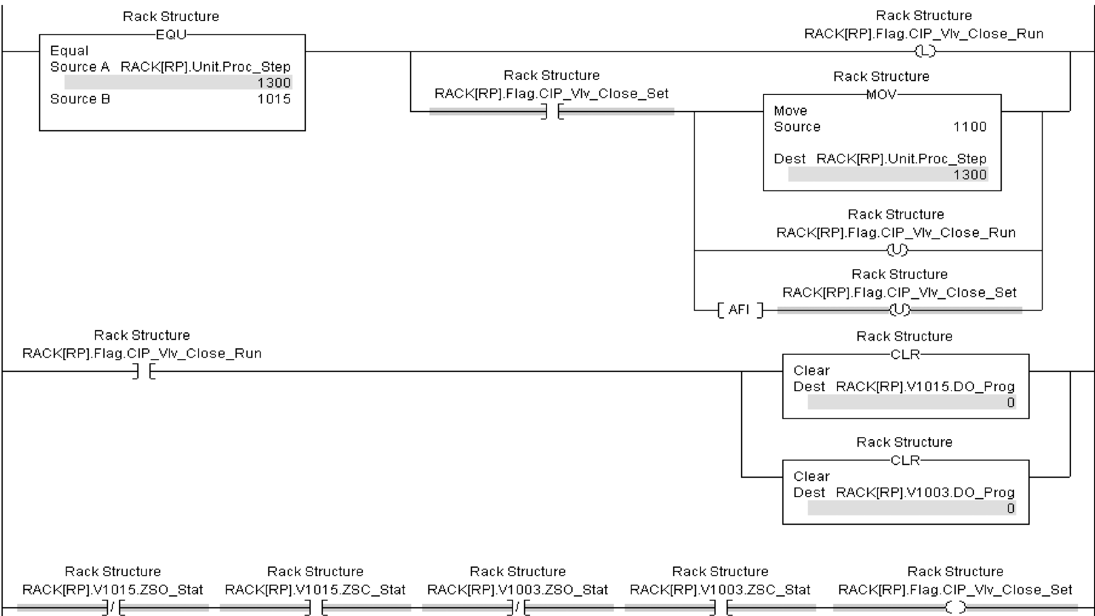


图 6-40　步序 1015

步序 1200：打开进水阀门和回流阀门，并通过将 PIDE 功能块的手动控制请求位清零使 PIDE 功能块设置为自动模式，同时将 1300 写入步序选择变量 RACK［RP］. Unit. Proc_Step 中，如图 6-41 所示。



图 6-41　步序 1200

根据工艺要求，循环回水流量按照进水流量值的 5% 来设置，如图 6-42 所示。

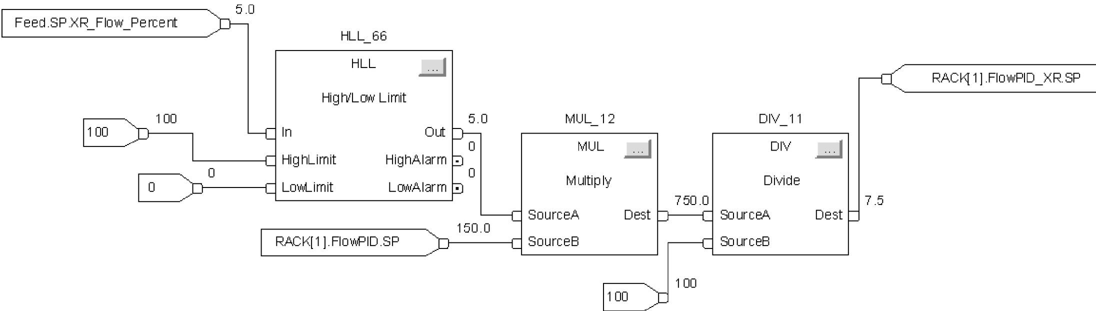


图 6-42　循环回水流量设定

其中 RACK［1］. FlowPID. SP 为膜组 1 的进水流量给定值，RACK［1］. FlowPID_XR. SP 为循环回水流量的给定值，Feed. SP. XR_Flow_Percent 为百分比设定值。

循环回水流量控制回路 PIDE 功能块组态如图 6-43 所示。

其中 RACK［1］. FlowPID_xr. PV 为循环回水流量计 FIT-1011 检测出的回水流量反馈值，RACK［1］. FCV1083. AO_Prog 为循环回水调节阀 FCV1083 的开度给定值。PIDE 功能块根据流量给定值与实际检测值的偏差大小来调节阀门的开度。

PIDE 功能块中 PVEUMax、PVEUMin 用来设置反馈值的上限和下限；CVProg 为 PIDE 功能块在手动控制模式下的输出 CVEU 设定值；CVROCLimit 用来限制输出 CVEU 的变化率，避免输出值在短时间内大幅增加而导致设备受损；PIDE 功能块的比例、积分和微分参数可以手动设定，也可以利用 PIDE 功能块的自整定功能自动调节。

进水流量的给定值按照用水需求量来设定。在该微滤系统中用水需求量是要保证反渗透工艺过程膜组的用水需求，即微滤产水灌的液位要维持在恰当的高度。当液位值低于液位低限时，进水流量取最大设定值为给定值，并发出低液位报警。当液位值在液位低限与高限之间时，进水量按液位的高低作相应调整，液位越低进水量给定值越大，具体按图 6-44 所示程序中的公式计算。当液位在高限与高高限之间时，进水量取最小设定值为给定值，并发出

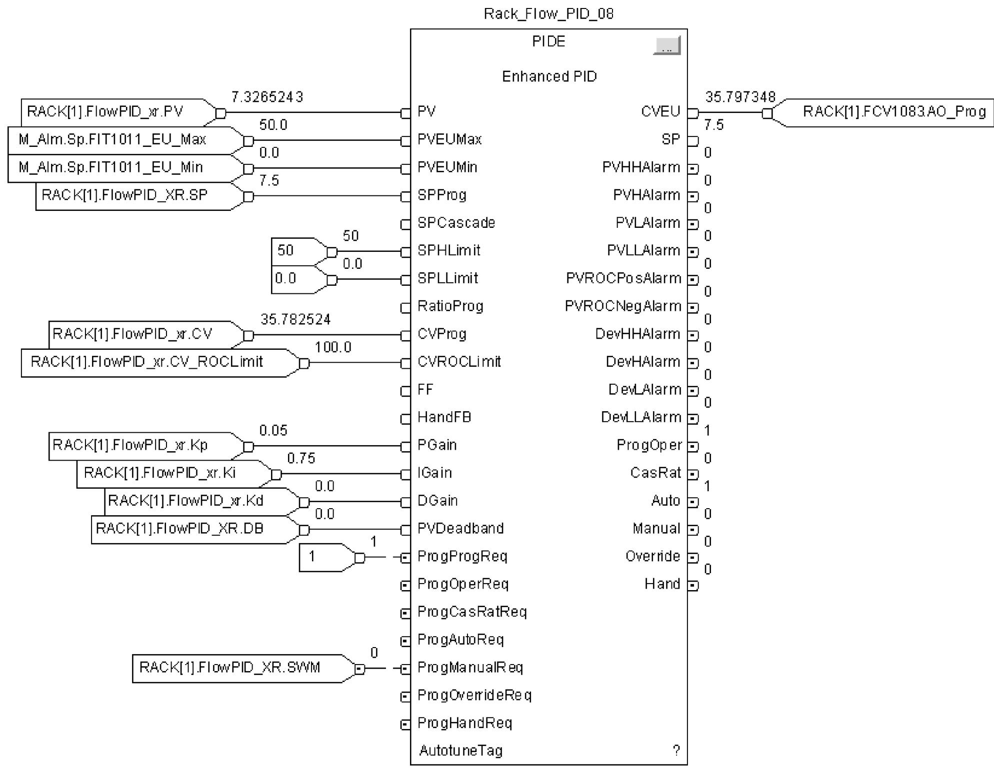


图 6-43　循环回水流量控制回路 PIDE 组态

高液位报警。当液位高于高高限时停止进水，并发出液位高高报警。其控制程序如图 6-44 所示。

进水流量控制回路 PIDE 功能块组态如图 6-45 所示。

其中 RACK［1］. FlowPID. PV 为流量计 FIT-1005 检测的进水流量反馈值，RACK［1］. FCV1001. AO_Prog 为进水调节阀 FCV1001 的开度给定值。

在过滤过程中，需要对其进水泵进行控制。开启进水泵并启动过滤过程计时器，过滤时间设定为 60min，60min 过后系统停机，并发出反冲洗请求。进水泵控制主要是根据进水总管压力值来对进水泵变频器的频率进行调节。进水泵共两台，当一台进水泵能满足进水总管压力要求时，两台进水泵按照运行时间交替运行，运行中的水泵通过变频器调节频率以保证进水总管的压力维持在 2. 5Bar；当一台进水泵无法满足压力要求时，两台泵同时运行，一台泵工频运行，另外一台泵变频运行，压力的调节则是通过 PIDE 功能块指令来实现。

在系统运行过程中不断对进水侧压力、出水侧压力以及计算出的跨膜压差值进行监控，并且所有模拟量连续信号报警均延迟 10s，以保证基本滤除误报信号和瞬间信号，维持系统的稳定性和可靠性。

当进水侧压力大于 3. 0Bar 时提示高报警，如图 6-46 所示。

当进水侧压力大于 3. 5Bar 时提示高高报警，如图 6-47 所示。

同样当出水侧压力大于 1. 5Bar 时提示高报警，当出水侧压力大于 2. 0Bar 时提示高高报警。其程序与进水侧压力报警类似。

LES — Less Than (A<B) Source A SWRO_Lev_Fact 4.5 Source B SWRO_Lev_low 1.0
MOV — Rack Structure PID data type for loop control — Move Source FlowPID_SP_Max 300.0 Dest RACK[1].FlowPID.SP 105.6 — SWRO_Lev_L_Alarm

LIM — Limit Test (CIRC) Low Limit SWRO_Lev_low 1.0 Test SWRO_Lev_Fact 4.5 High Limit SWRO_Lev_high 5.5
CPT — Rack Structure PID data type for loop control — Compute Dest RACK[1].FlowPID.SP 105.6 Expression (SWRO_Lev_high-SWRO_Lev_Fact)/(SWRO_Lev_high-SWRO_Lev_low)*(FlowPID_SP_Max-FlowPID_SP_Min)+FlowPID_SP_Min

GRT — Greater Than (A>B) Source A SWRO_Lev_Fact 4.5 Source B SWRO_Lev_high 5.5
GRT — Greater Than (A>B) Source A SWRO_Lev_Fact 4.5 Source B SWRO_Lev_high_high 6.2
MOV — Rack Structure PID data type for loop control — Move Source FlowPID_SP_Min 50.0 Dest RACK[1].FlowPID.SP 105.6 — SWRO_Lev_H_Alarm

GRT — Greater Than (A>B) Source A SWRO_Lev_Fact 4.5 Source B SWRO_Lev_high_high 6.2
MOV — Rack Structure PID data type for loop control — Move Source 0 Dest RACK[1].FlowPID.SP 105.6 — SWRO_Lev_HH_Alarm

图 6-44　进水流量给定控制及液位报警

Rack_Flow_PID — PIDE — Enhanced PID

Inputs: RACK[1].FlowPID.PV 148.84079 → PV; M_Alm.Sp.FIT1005_EU_Max 350.0 → PVEUMax; M_Alm.Sp.FIT1005_EU_Min 0.0 → PVEUMin; RACK[1].FlowPID.SP 105.6 → SPProg; SPCascade; 350 → SPHLimit; 0 → SPLLimit; RatioProg; RACK[1].FlowPID.CV 53.394516 → CVProg; RACK[1].FlowPID.CV_ROCLimit 100.0 → CVROCLimit; FF; HandFB; RACK[1].FlowPID.Kp 0.1 → PGain; RACK[1].FlowPID.Ki 1.33 → IGain; RACK[1].FlowPID.Kd 0.0 → DGain; RACK[1].FlowPID.DB 0.0 → PVDeadband; ProgProgReq; 1 → ProgOperReq; ProgCasRatReq; ProgAutoReq; RACK[1].FlowPID.SWM 0 → ProgManualReq; ProgOverrideReq; ProgHandReq; AutotuneTag ?

Outputs: CVEU 53.360214 → RACK[1].FCV1001.AO_Prog; SP 150.0; PVHHAlarm 0; PVHAlarm 0; PVLAlarm 0; PVLLAlarm 0; PVROCPosAlarm 0; PVROCNegAlarm 0; DevHHAlarm 0; DevHAlarm 0; DevLAlarm 0; DevLLAlarm 0; ProgOper 1; CasRat 0; Auto 1; Manual 0; Override 0; Hand 0

图 6-45　进水流量控制回路 PIDE 组态

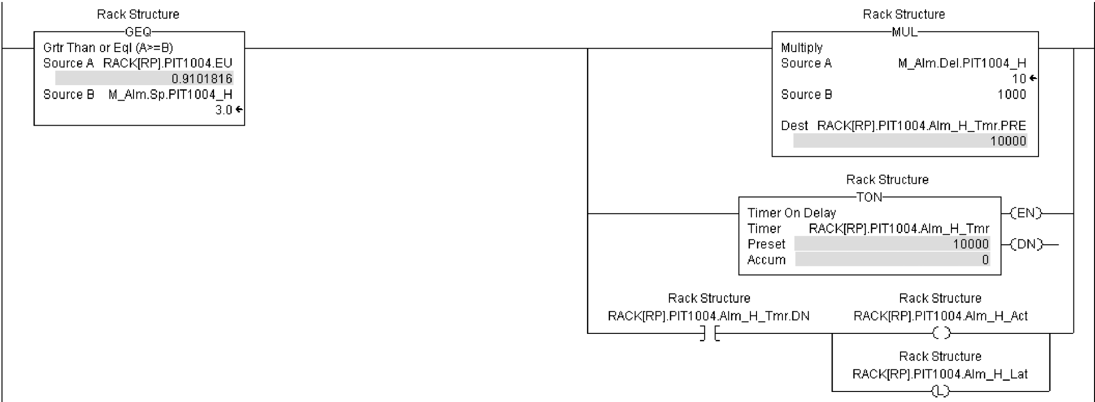


图 6-46 进水侧压力高报警

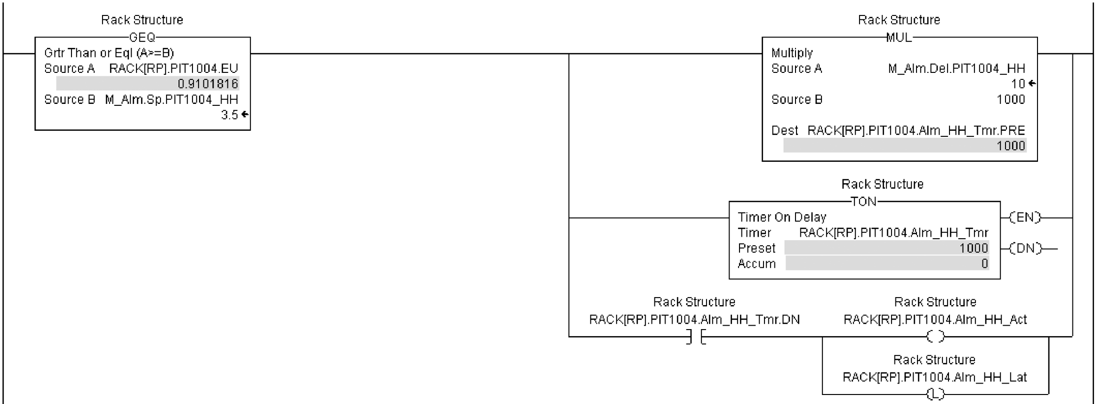


图 6-47 进水侧压力高高报警

该微滤系统跨膜压差值（TMP）= 进水侧压力 - 出水侧压力，当出水侧压力大于进水侧压力时，将 TMP 值赋为 0，如图 6-48 所示。

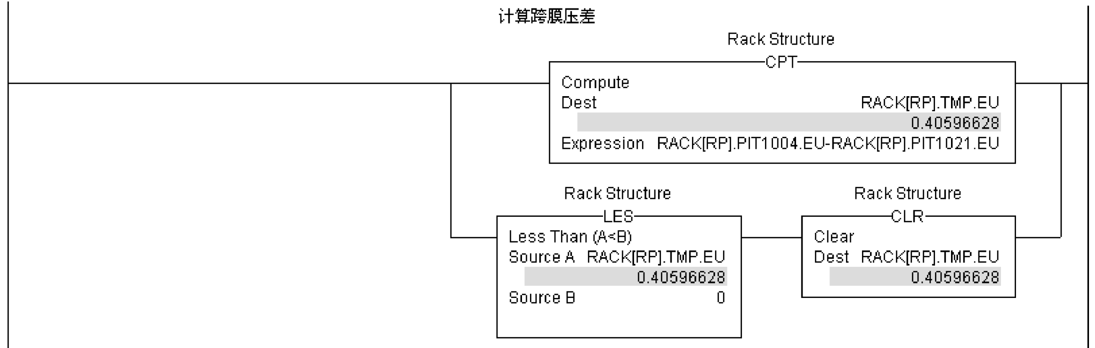


图 6-48 跨膜压差值的计算

跨膜压差为使水透过膜提供所需的驱动力，孔径越小的膜所需的跨膜压差越大。当膜组正常工作时，跨膜压差应控制在高限值以内。跨膜压差的值过高时，证明膜污染严重，需要

进行反冲洗或者化学清洗。

在本系统中，当跨膜压差 TMP 值大于 2.0Bar 时，提示高报警，如图 6-49 所示。

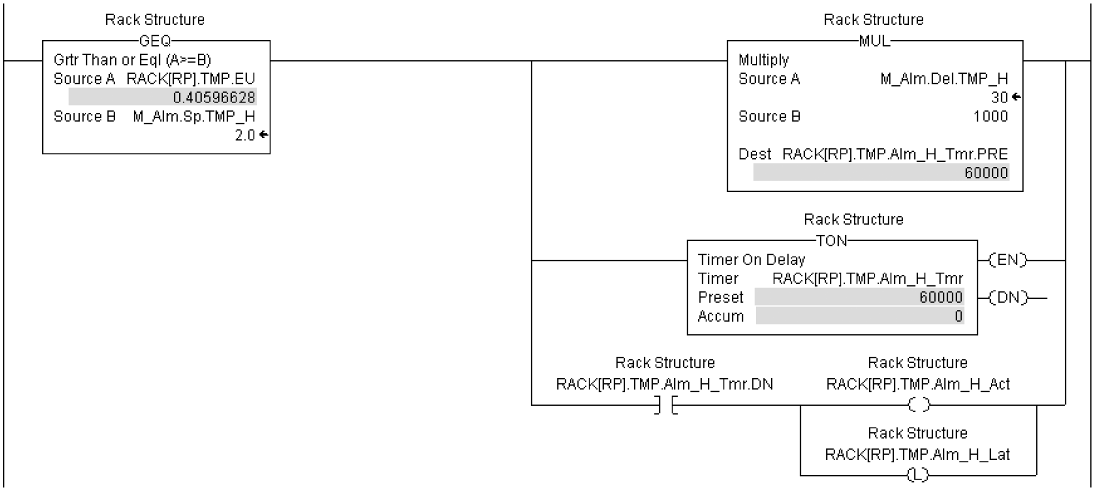


图 6-49　跨膜压差高报警

当跨膜压差大于 2.5Bar 时提示高高报警，系统停机准备进行反冲洗工艺，如图 6-50 所示。

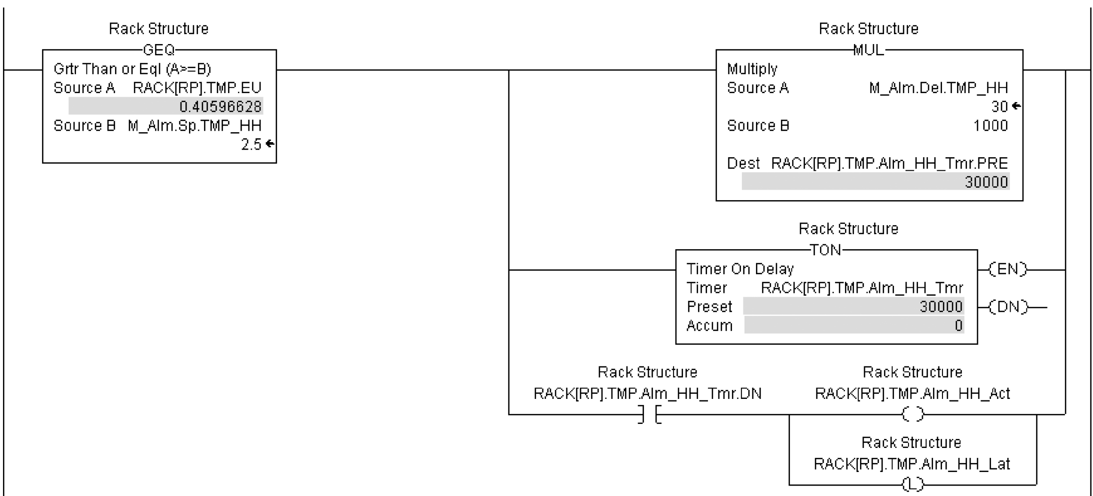


图 6-50　跨膜压差高高报警

4. 反冲洗过程程序分析

当自动过滤过程达到设定时间或者在过滤过程中跨膜压差 TMP 值超过高限时，自动开始执行反冲洗程序，当然，操作员也可以在上位机上手动启动反洗程序。在不同的水质情况下，反洗的频率可以适当调节，水质越差反洗频率应越高即每个过滤周期应该越短。

在同一时间里，4 个膜组单元中只能有一个膜组进行反冲洗工艺，其它膜组处于停机状态或者过滤状态，以满足产水量的需求。反冲洗结束后膜组自动转入到过滤过程。

反冲洗可分为单纯的水冲洗和气水联合冲洗。气水联合冲洗能够更有效的去除膜表面的污染物，清洗效果更好，因此条件允许的情况下尽量选择气水联合冲洗。

气水联合冲洗主要分为 4 个步骤来完成：首先设置相关阀门的开闭使系统进入反冲洗模式；之后打开进气阀门进行 30s 的空气擦洗，以使膜表面的污染物产生震动；再打开反冲洗阀门和反冲洗水泵进行 1min 的气水联合冲洗；最后关闭进气阀门，进行 20s 的单纯水反洗。

在反洗过程中，反洗水的流量采用恒流模式，通过 PIDE 功能块调节反冲洗泵变频器的频率来实现控制。反冲洗的气流量按照 50m^3/h 来控制。其控制流程如图 6-51 所示。

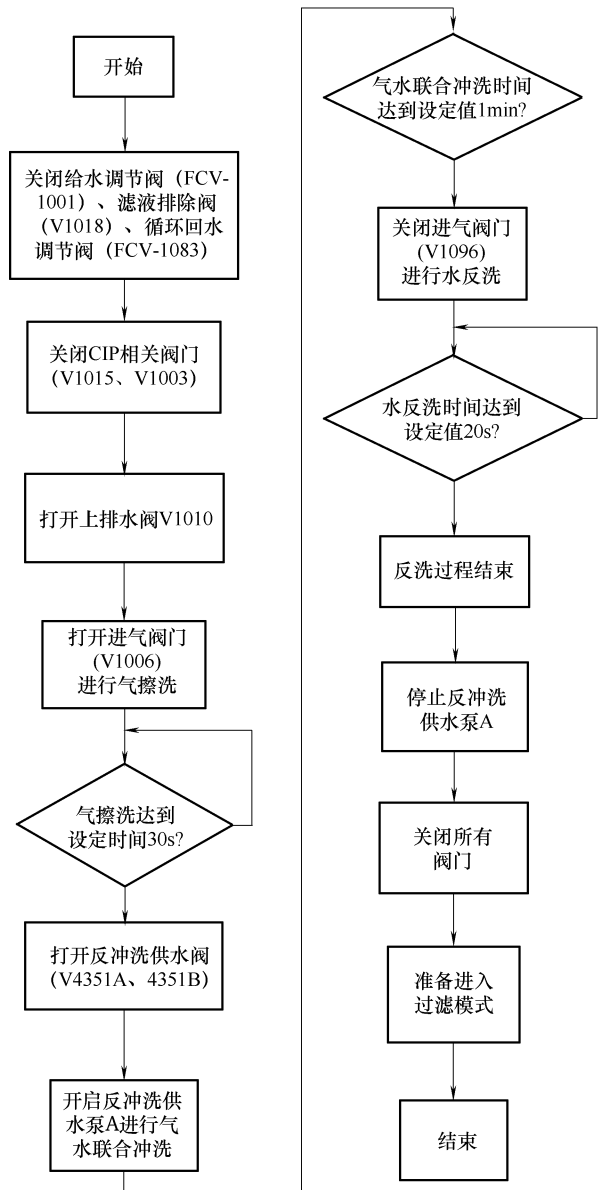


图 6-51　反冲洗控制流程图

气水联合反冲洗过程起始步序号为 3000：首先关闭给水调节阀 FCV-1001 和循环回水调

节阀 FCV-1083 及滤出水阀 V-1018，当收到 3 个阀门均已关闭的状态反馈信号即标签 RACK［RP］. Flag. Feed_Vlv_Close_Set 置位时，将步序 3020 赋给步序选择变量 RACK［RP］. Unit. Proc_Step。其程序如图 6-52 所示。

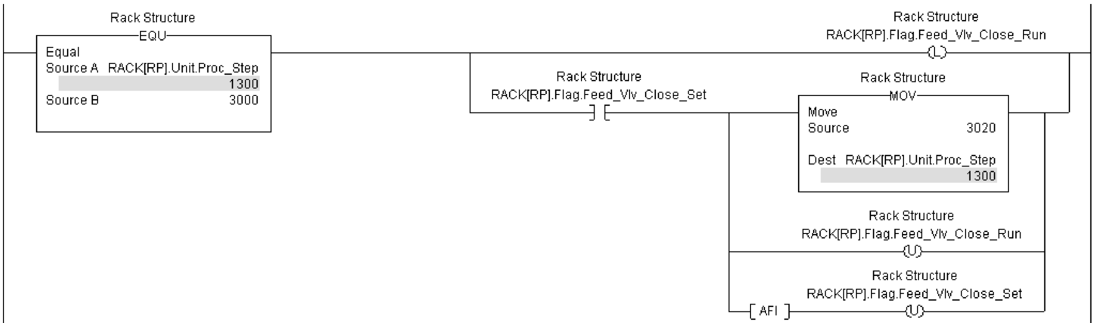


图 6-52　气水联合反冲洗过程起始步序 3000

标签 RACK［RP］. Flag. Feed_Vlv_Close_Run 是给水调节阀和循环回水调节阀的关闭命令。而这两个阀门是可调节开度阀门，其输出为模拟量，发出关闭命令是通过将控制该阀门的 PIDE 功能块切换到手动模式，并将功能块的输出（阀门开度值）清零来实现的，如图 6-53 所示。

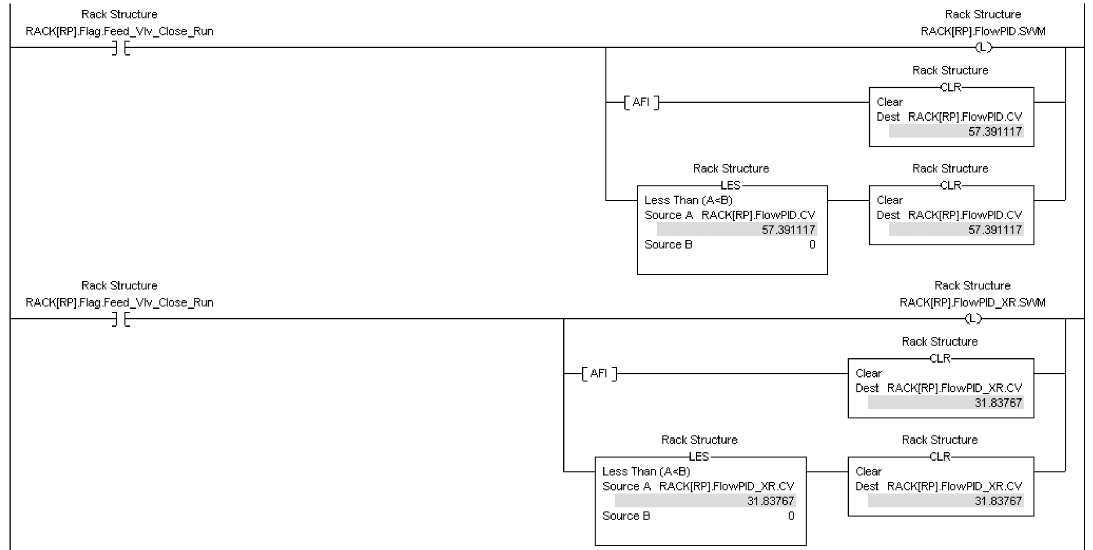


图 6-53　给水调节阀和循环回水调节阀的关闭控制

当进水调节阀和循环回水调节阀关到位后，关闭滤出水阀 V-1018，如图 6-54 所示。

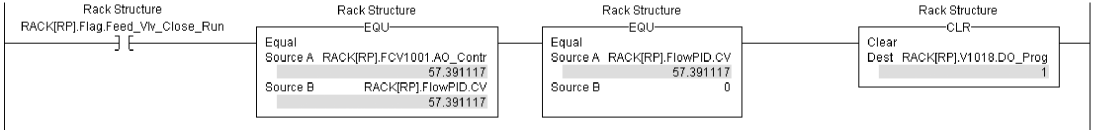


图 6-54　滤出水阀的关闭控制

当两个调节阀门的开度值输出为零且滤出水阀关到位时，置位 RACK［RP］. Flag. Feed_Vlv_Close_Set 标签，即 3 个阀门均关闭的状态反馈，如图 6-55 所示。

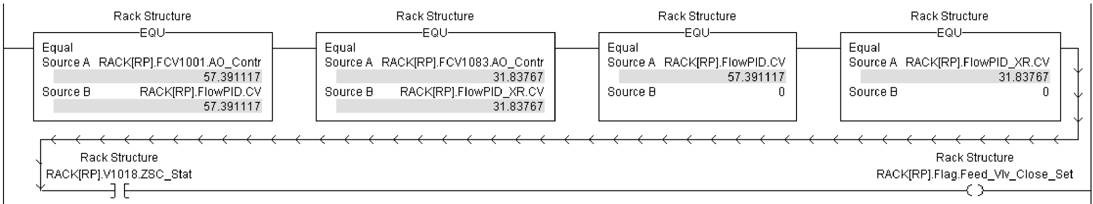


图 6-55　阀门均关闭的状态反馈

步序 3020：用来执行 CIP 化学清洗相关阀门的关闭操作，如图 6-56 所示。

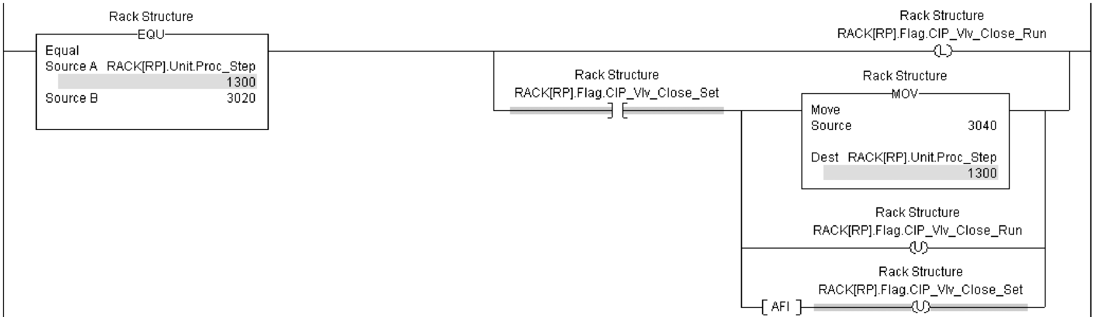


图 6-56　步序 3020

步序 3040：关闭 FM 相关阀门（参看过滤过程），如图 6-57 所示。

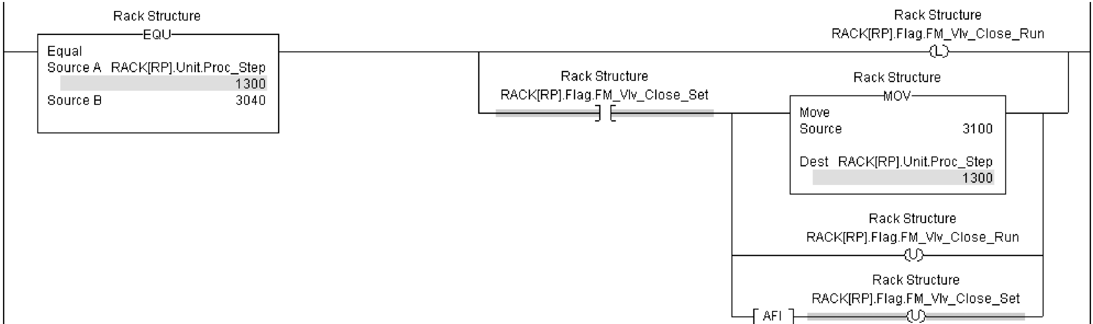


图 6-57　步序 3040

步序 3100：打开上排水阀 V-1010 和进气阀门 V-1006，如图 6-58 所示。

步序 3210：打开空气擦洗进气可调节阀门，开始空气擦洗。设置进气流量为 $50m^3/hr$，同时启动计时器，设定时间为 30s，时间到后执行步序 3310，如图 6-59 所示。

气流量控制回路 PIDE 功能块组态如图 6-60 所示，其原理与水流量控制类似。

步序 3210：打开反冲洗进水阀门 V-1013 并起动反冲洗水泵，水泵采用变频控制，通过 PIDE 功能块进行频率的调节。先将 PIDE 功能块设置为手动模式，即变频器先按照手动频率设定值来运行，设定气水联合冲洗时间为 60s，如图 6-61 所示。

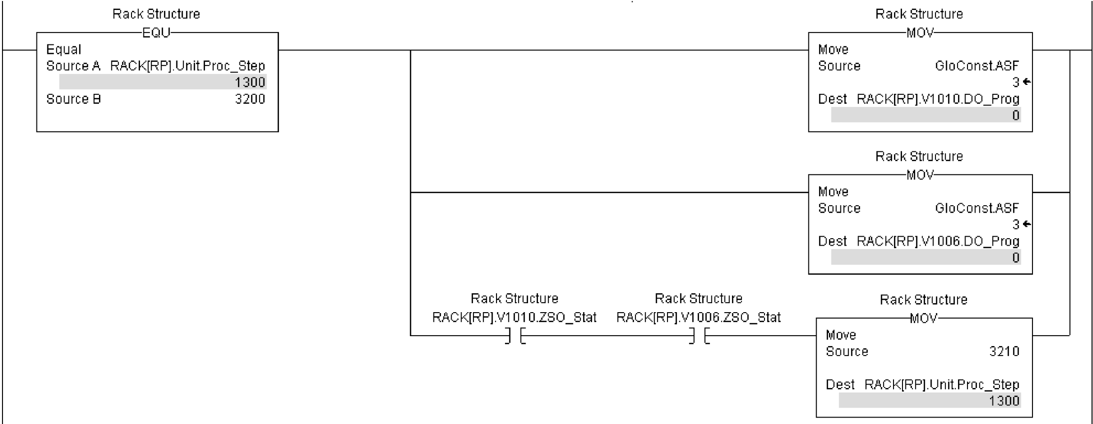


图 6-58　步序 3100

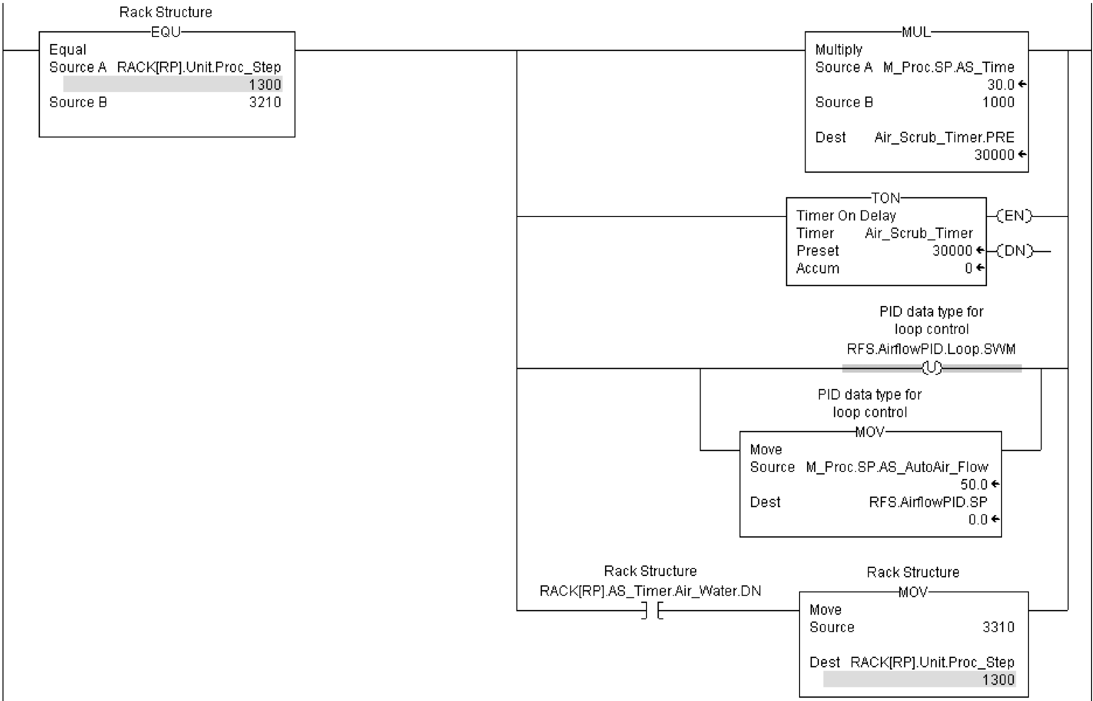


图 6-59　步序 3210（1）

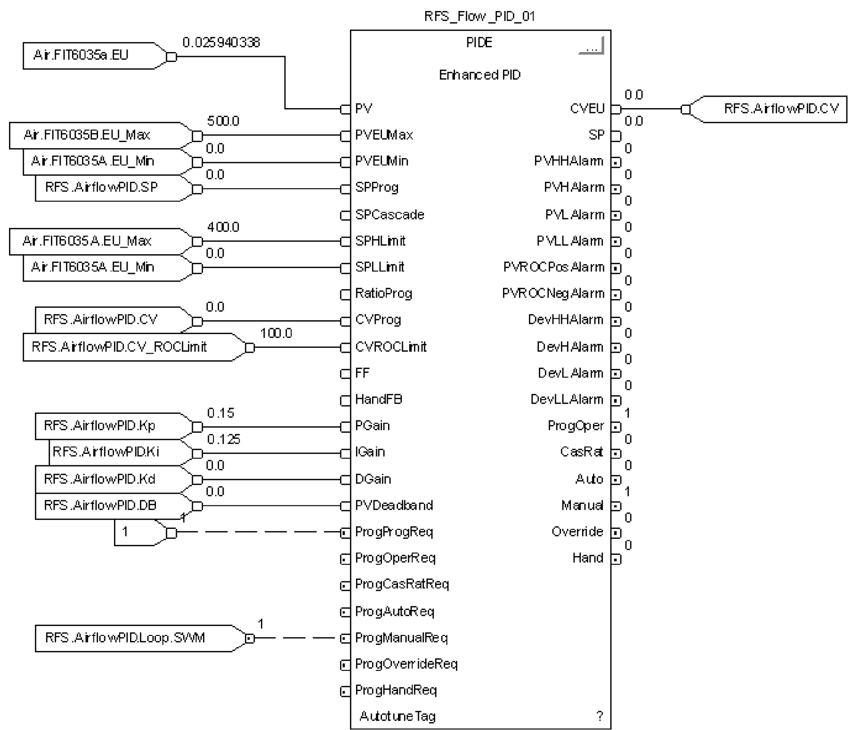


图 6-60　空气擦洗气流量控制回路 PIDE 组态

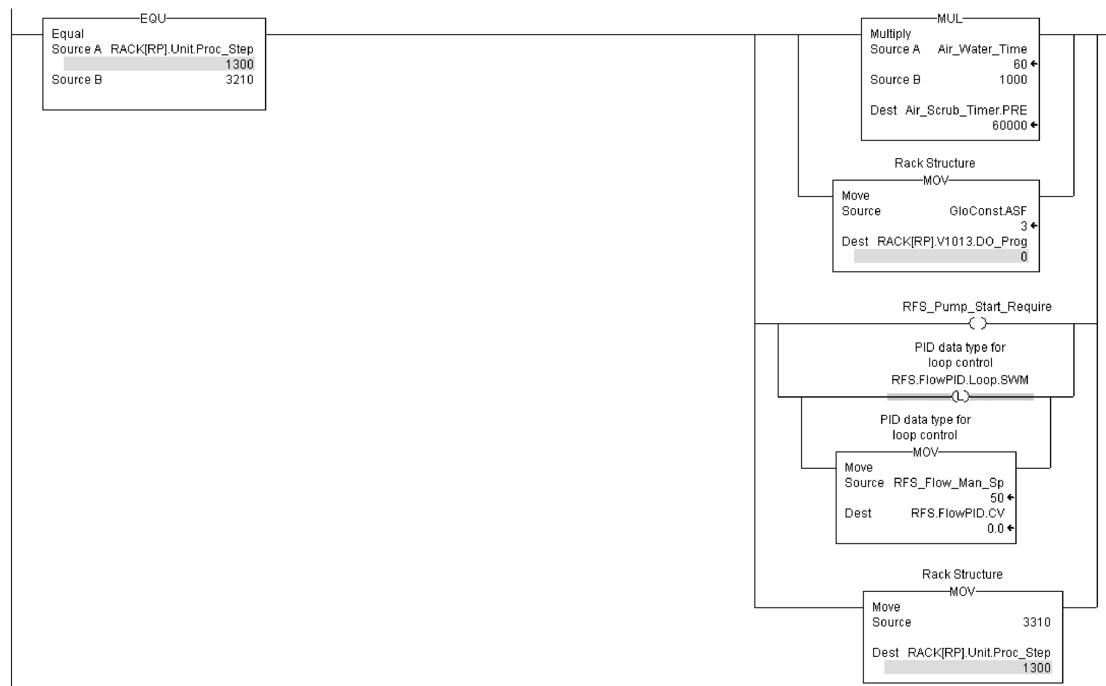


图 6-61　步序 3210（2）

步序 3310：当反冲洗流量大于 100，即接近反冲洗水量设定值时，将 PIDE 功能块切换到自动模式，使变频器的频率随着水量的变化自动调整，从而将水量维持在设定值 120L/(m^2·h)，如图 6-62 所示。

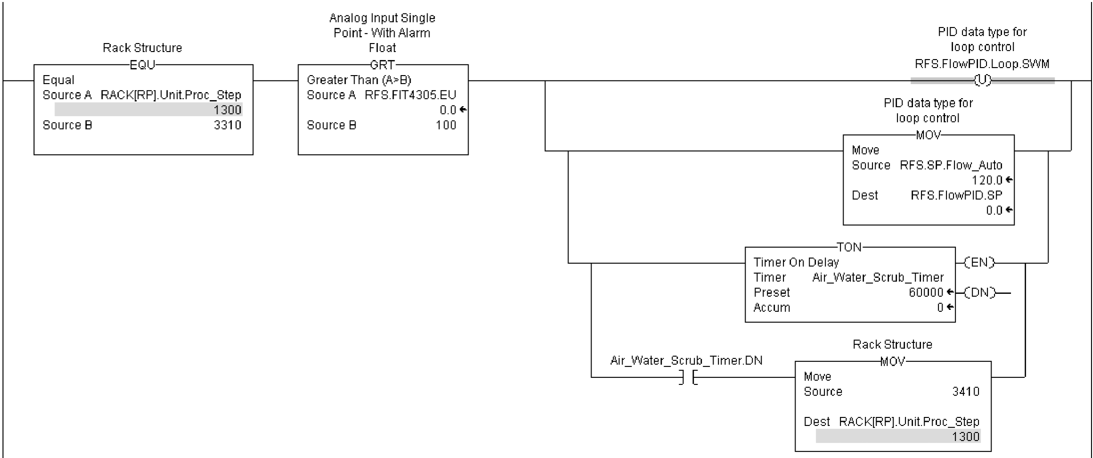


图 6-62　步序 3310

反冲洗水量控制回路的 PIDE 功能块的输出 CV 为反冲洗泵变频器的频率给定值，如图 6-63 所示。

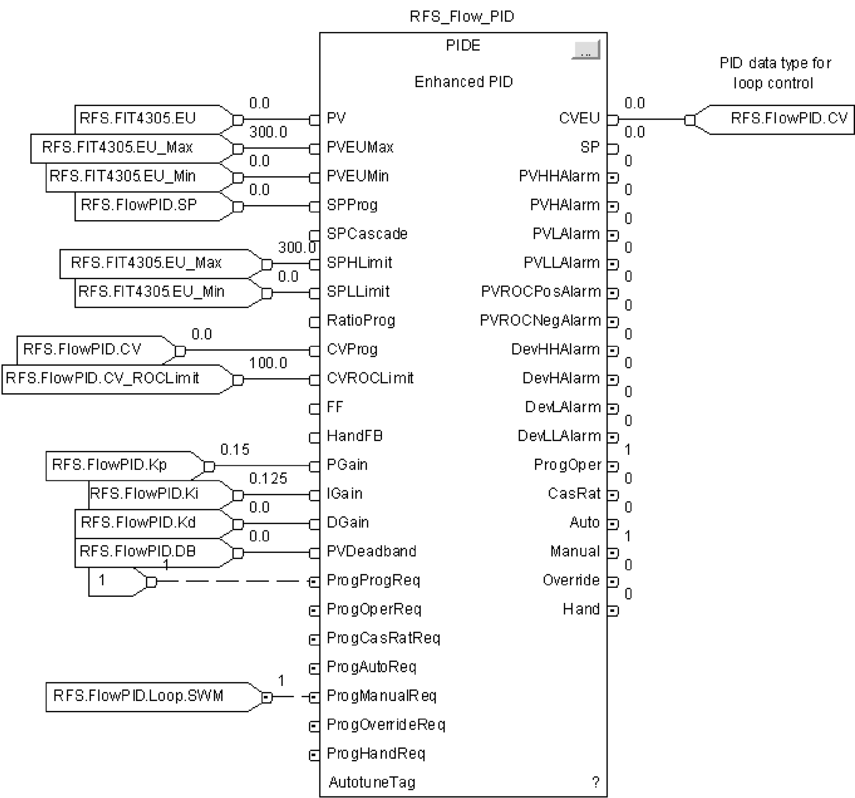


图 6-63　反冲洗水量控制回路 PIDE 功能块组态

当气水联合冲洗结束时，执行步序 3410。该步为单独水冲洗，即关掉进气阀门，20s 后依次关掉反冲洗进水泵、反冲洗进水阀门、上排水阀门。反冲洗过程结束后，准备开始过滤工艺。

5. 维护清洗分析

气水联合反冲洗和混凝预处理均能在一定程度上控制膜污染，但随着过滤时间的延长，不可逆膜污染物逐渐积累，导致过滤阻力逐渐增加。系统运行很短的时间，跨膜压差 TMP 值就会增长到设定的上限值，此时必须进行化学清洗。化学清洗是使用氧化剂、酸碱等化学剂对膜进行浸泡和清洗，是一种去除膜污染相对有效的方法。但酸碱和氧化剂等药剂的频繁使用必然影响到膜的寿命，而且清洗废液会造成二次污染，因此应尽量降低化学清洗的频率。

为了减少化学清洗，并且消除不可逆膜污染的积累，引入维护清洗（EFM）工艺。EFM 是一种在线通量维护和膜污染控制的工艺方法。其主要操作是向膜分离池里加入较低浓度的 NaClO 和 NaOH，然后循环进行浸泡，对膜进行短时间的清洗。NaClO 和 NaOH 可以有效去除微生物和蛋白质等有机污染物。EFM 是一种物理和化学相结合的清洗方法，因此能够有效地去除膜污染，恢复膜的透水能力。

EFM 与化学清洗的主要区别见表 6-14。EFM 使用的 NaClO 和 NaOH 溶液浓度远远低于化学清洗的浓度；EFM 维护清洗的执行时间也远远小于化学清洗，因此，药剂对膜的影响较小。

表 6-14　EFM 维护清洗与 CIP 化学清洗的比较

项　　目	NaClO 质量分数（%）	NaOH 质量分数（%）	执 行 频 率
EFM 维护清洗	0.09	0.45	12h/次
CIP 化学清洗	0.35	1.5	30 天/次

EFM 工艺流程如图 6-64 所示。

该部分工艺段的程序步骤比较多，但并不复杂。整体上是根据工艺的要求按照一定的顺序一步步的执行。读者可以根据前文所述的编程方法或者运用 RSLogix5000 编程软件所提供的顺序功能图语言来方便的设计程序。

6. CIP 化学清洗

CIP 化学清洗同 EFM 维护清洗的流程大致相同，区别在于 CIP 化学清洗药剂的浓度更大，每次药剂在膜组中浸泡的时间更长，一般为 1h 左右。由于药剂具有腐蚀性，高浓度药剂的长时间浸泡会使膜组的使用寿命降低，因此 CIP 化学清洗的频率越低越好，一般一个月左右清洗一次。

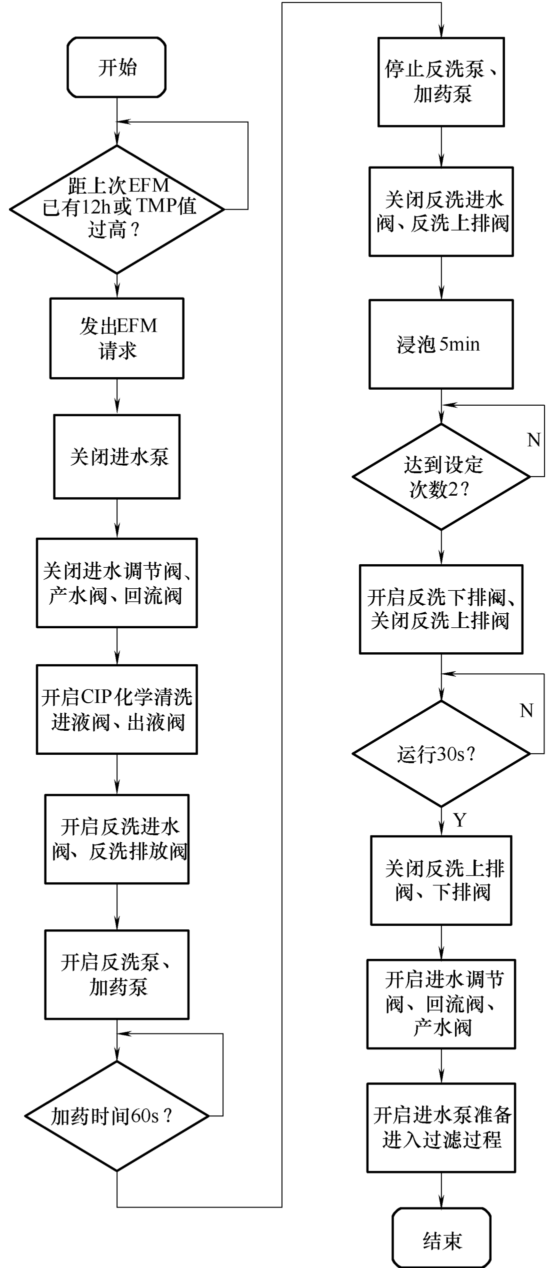


图 6-64　EFM 控制流程图

6.5　反渗透控制系统实例

6.5.1　反渗透系统设备

本节以某中水厂的系统为例，介绍反渗透系统的控制。

微滤产水要经过加药泵加入杀菌剂、还原剂及酸碱剂才能使水质满足反渗透工艺的要

求。对四台提升泵输送的反渗透进水检测其温度、酸碱度及氧化还原电位（ORP），检测若不满足要求，经 V7102 返回。水厂反渗透系统拥有 3 个膜组单元（RACK_RO1 ~ RACK_RO3），每个单元配有一台变频高压泵 VFD_P7301 和阻垢剂加药装置，如图 6-65 所示。

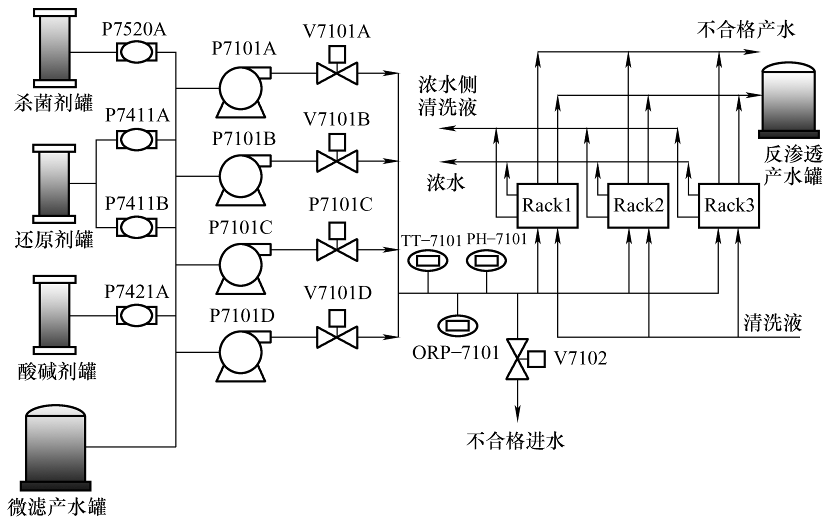


图 6-65　反渗透系统

每一个膜组单元又分为一段和二段，共有八个阀门进行控制。生产用水时，两段共用膜架进水自动阀门 V7007、膜架产水自动阀门 V7008、自动快排阀门 V7001、不合格产水自动排放阀门 V7002；两段各自有独立的 CIP 清洗进水阀门（一段 CIP 进水自动阀门 V7003、二段 CIP 进水自动阀门 V7004）和返回阀门（一段 CIP 返回自动阀门 V7005、二段 CIP 返回自动阀门 V7006）进行 CIP 清洗，如图 6-66 所示。

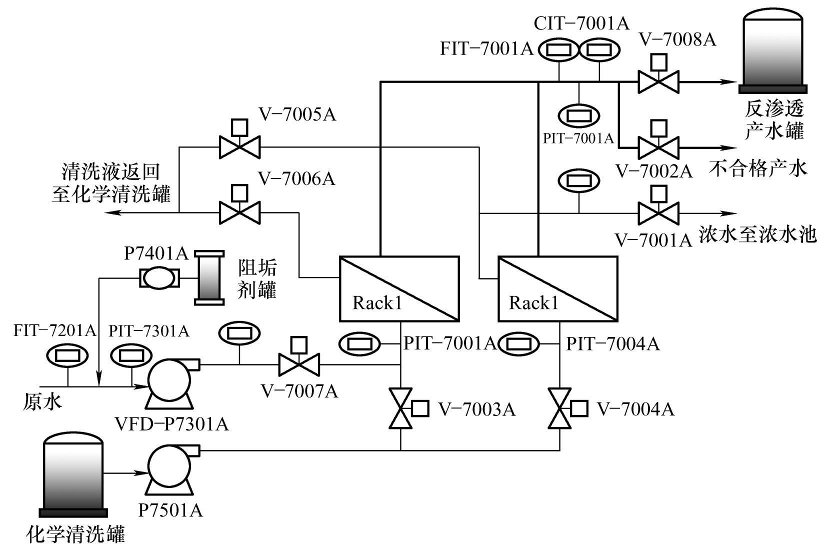


图 6-66　反渗透膜单元

需要注意的是，每一个模组单元的两段共用进水管路，这可能造成启动时两段进水量一直变化并互相影响，由于本系统产水规模较小，为简化设计忽略了这方面的考虑。大的系统设计成进水不共管路，就不会出现这种情况。此外，大型的海水淡化项目，模组会相应增加，因为模组的产水量是一定的。

其它设备见表 6-15。

表 6-15　其它设备列表

设　备	描　述	设　备	描　述
CIT7101	RO 系统入口电导率变送器	LSL7421	RO 酸/碱罐液位开关
ORP7101	RO 系统入口 ORP 变送器	LSHH7501	RO CIP 罐高高液位开关
PH7101	RO 系统入口 pH 变送器	LSLL7502	RO CIP 罐低低液位开关
TT7101	RO 系统入口温度变送器	LSLL7510	酸药箱低液位开关
FIT7201	高压泵入口流量变送器	LSLL7520	碱药箱低液位开关
PT7301	高压泵入口压力变送器	LSLL7530	杀菌计药箱低液位开关
PT7001	膜架进水压力变送器	P7101	RO 提升泵
PT7002	浓水侧压力变送器	V7101	RO 进水自动阀门
PT7003	产水侧压力变送器	V7102	RO 不合格水返回自动阀
PT7004	段间压力变送器	P7411A	还原剂加药泵
FIT7001	产水侧流量传感器	P7411B	还原剂加药泵
CIT7001	产水侧电导率仪	P7421A	酸碱加药泵
LIT7501	RO CIP 罐液位变送器	M7411	RO 还原剂搅拌器
TT7501	温度变送器	V7301	RO 产水至 CIP 罐自动阀门
PS7302	高压泵出口压力开关	P7501	RO CIP 循环泵
FS7401	阻垢剂出口流量开关	P7510	RO 酸液泵
LSL7401	RO 阻垢剂罐液位开关	P7520	RO 碱液泵
LSL7411	RO 还原剂罐液位开关	HTR7501	RO CIP 罐加热器

6.5.2　控制系统网络结构图

如上一节微滤系统中所述，该水厂控制系统采用一个主 PLC 控制站。反渗透工艺部分拥有 6 个远程 I/O 控制站，分别为 1 个膜组进水泵控制站、3 个反渗透膜组单元控制站和 2 个 CIP 清洗控制站。每个控制站通过 ControlNet 用 1794-ACN15 适配器与主 PLC 控制站进行通信，如图 6-67 所示。

罗克韦尔软硬件产品的集成化、模块化和通信透明化使得项目的实施简单高效。当模组增加时，硬件方面只需要相应增加 I/O 模块，并与控制网连接；软件方面，无论是模块的配置组态，还是数据的建立和程序的编制，都可以通过复制完成大规模系统的设计。此外，数

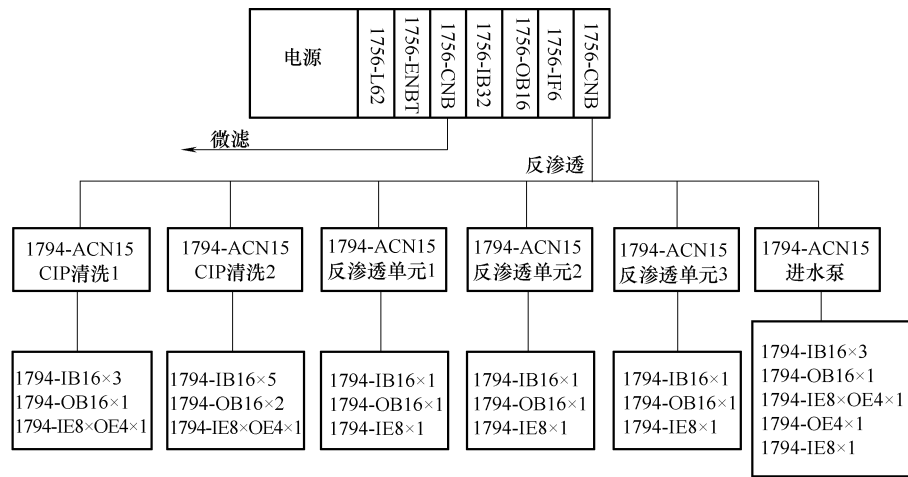


图 6-67　反渗透系统硬件结构图

据文件中数组、结构体的应用，以及程序文件中 AOI 指令的应用，都是其高可复制性的体现。正是这种强大的可复制性大大降低开发成本，缩短开发周期，程序结构变得清晰易懂，也简化了后期维护。透明化的通信无需进行复杂编程，只需要设置节点地址和通信速率等关键参数，就可以确保通信质量的可靠。

6.5.3　反渗透进水程序分析

反渗透膜对处理的原水水质有较为严格的要求，需要在进水之前加入杀菌剂，防止微生物在反渗透表面形成氧化膜，破坏反渗透膜并影响其寿命，杀菌剂储存在罐 T-7531，由泵 P7520A 投加；为了减小过量杀菌剂的强氧化作用，还需要投加还原剂，还原剂储存在罐 T-7411 中，由泵 P7411A 和 P7411B 投加；同时，为了调和原水的酸碱度，还需要投加储存于罐 T-7421 中的酸碱剂，由泵 P-7421 投加。

反渗透进水有四台提升泵，系统根据反渗透单元的工作数量起动不同台数的提升泵，并且每次都是由累计运行时间最短的泵开始起动，避免某一台提升泵的运行时间过长。

1. 两台还原剂加药泵 P7411A 和 P7411B 的工作切换

比较 P7411A 和 P7411B 的运行时间，若运行时间较短的泵已经准备好起动，则请求起动该泵；若该泵没有准备好而另一台泵已准备好，就请求起动准备好的，如图 6-68 所示。

系统为反渗透工艺进水时，只要 A、B 两个还原剂加药泵中有一台不运行，就请求起动另外一台，如图 6-69 所示。

系统不为反渗透工艺进水时，停止 A、B 两台还原剂加药泵，如图 6-70 所示。

只要 A、B 两台还原剂加药泵起动一个，并且加药量大于 90 超过 2s，就起动另一个泵，如图 6-71 所示。

A、B 两台还原剂加药泵同时起动，并且加药量小于 90 超过 2s，就停止运行时间较长的那台泵，如图 6-72 所示。

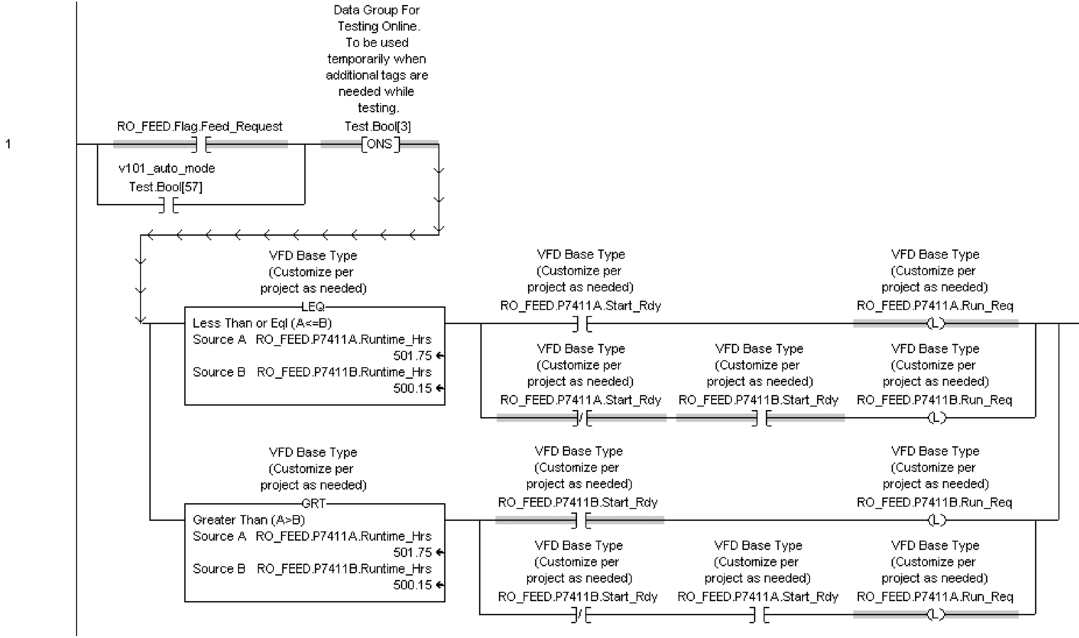


图 6-68　选取要请求起动的加药泵

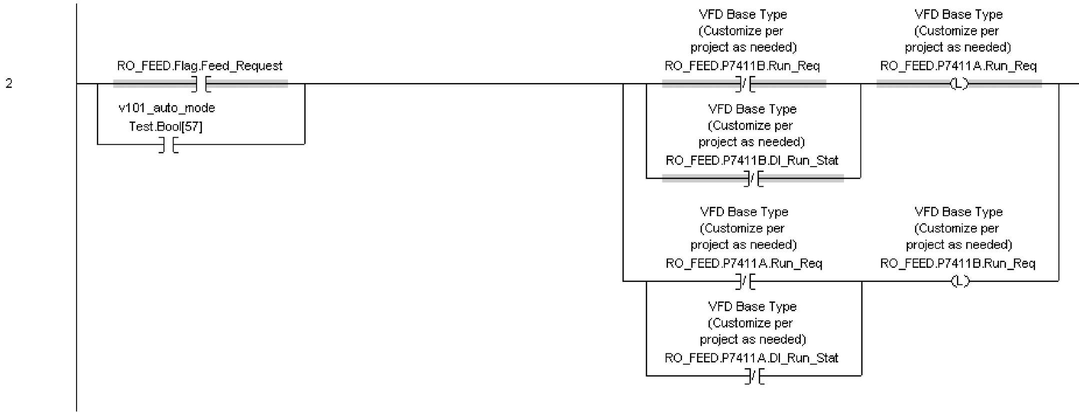


图 6-69　保证在进水时有一台还原剂加药泵工作



图 6-70　进水时停止两台还原剂加药泵

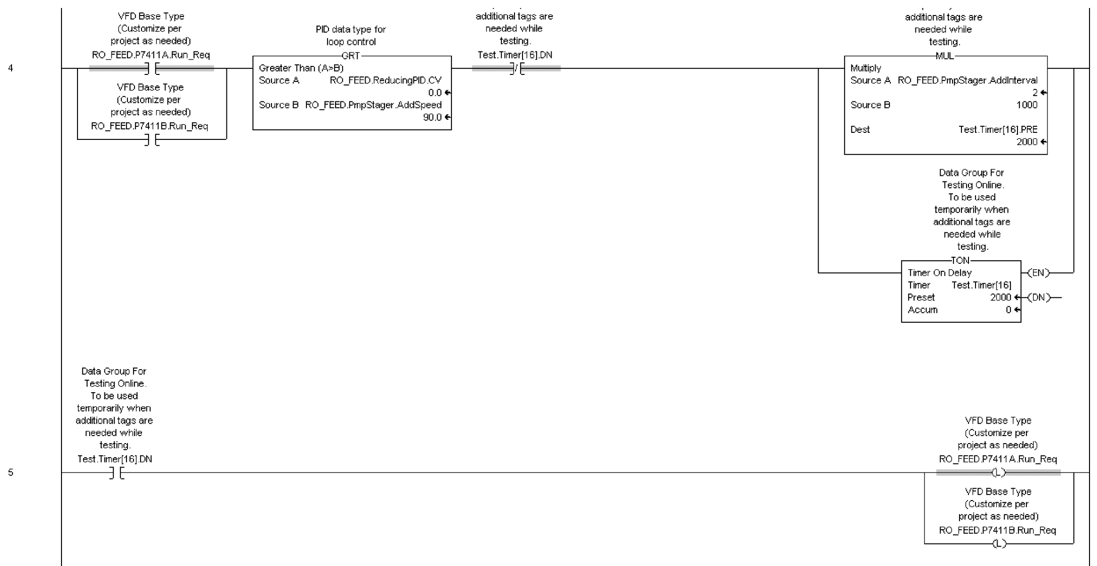


图 6-71　加药量较大时让两台泵同时运行

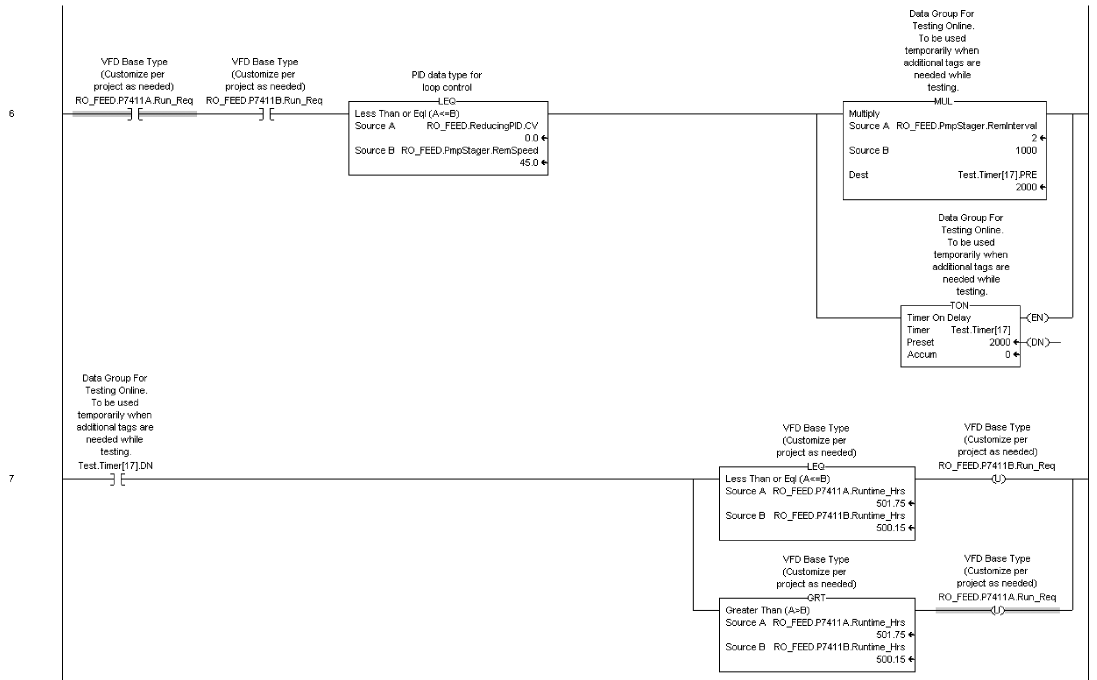


图 6-72　停止运行时间较长的还原剂加药泵

2. 加药泵的控制

四台加药泵分别投加杀菌剂、还原剂和酸碱剂，其控制过程相似，下面以酸碱剂为例介绍其投加过程。

通过改变 PIDE 功能块的控制变量 CV 即酸碱剂加药泵 P7421A 的速度，来控制过程变量 PV 即检测到的系统入口 PH 值（PH7101），使其保持在设定值，以满足水质要求，如

图 6-73 所示。

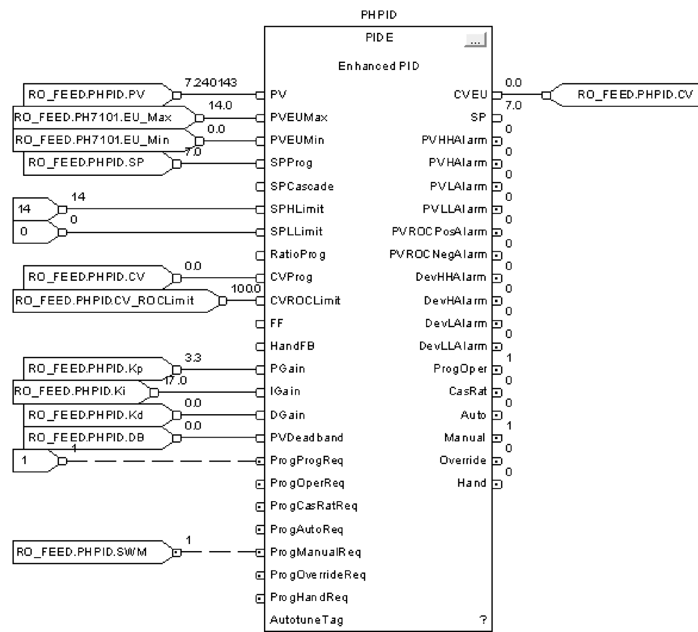


图 6-73　调节酸碱度的 PIDE 功能块

在自动控制模式下，泵的起动过程是将 PIDE 功能块的 CV 值赋给速度输出值，如图 6-74 所示。



图 6-74　将功能块 CV 值赋给输出速度值

在酸碱剂加药泵 P7421A 处于手动或自动模式时，将其对应要输出的速度值赋给中间变量 AO_Spd_Contr；并对速度进行限幅，使其保持在 20 ~ 100 之间；最后在泵远程控制且运行时，将速度值整定为最终输出的数值，如图 6-75 所示。

根据当前的实际控制单元，将 VFD_P7301 的速度输出值赋给对应的模拟量输出通道。如图 6-76 所示。

3. 提升泵的控制

每隔 1min，将四台提升泵的运行时间复制到数组 Pump_Hours［4］和 Sort_Hours［4］中，如图 6-77 所示。

使用 SRT 指令对四台提升泵的运行时间进行排序，Sort_Hours［4］中依次为四台泵的最短至最长运行时间，如图 6-78 所示。

Curr_Pump 表示当前泵的号码，Curr_Hours 表示 Sort_Hours［4］数组中运行时间第 *n* 小的号码，设这两个变量为 1，初始化数组 Sort_Pump［4］，如图 6-79 所示。

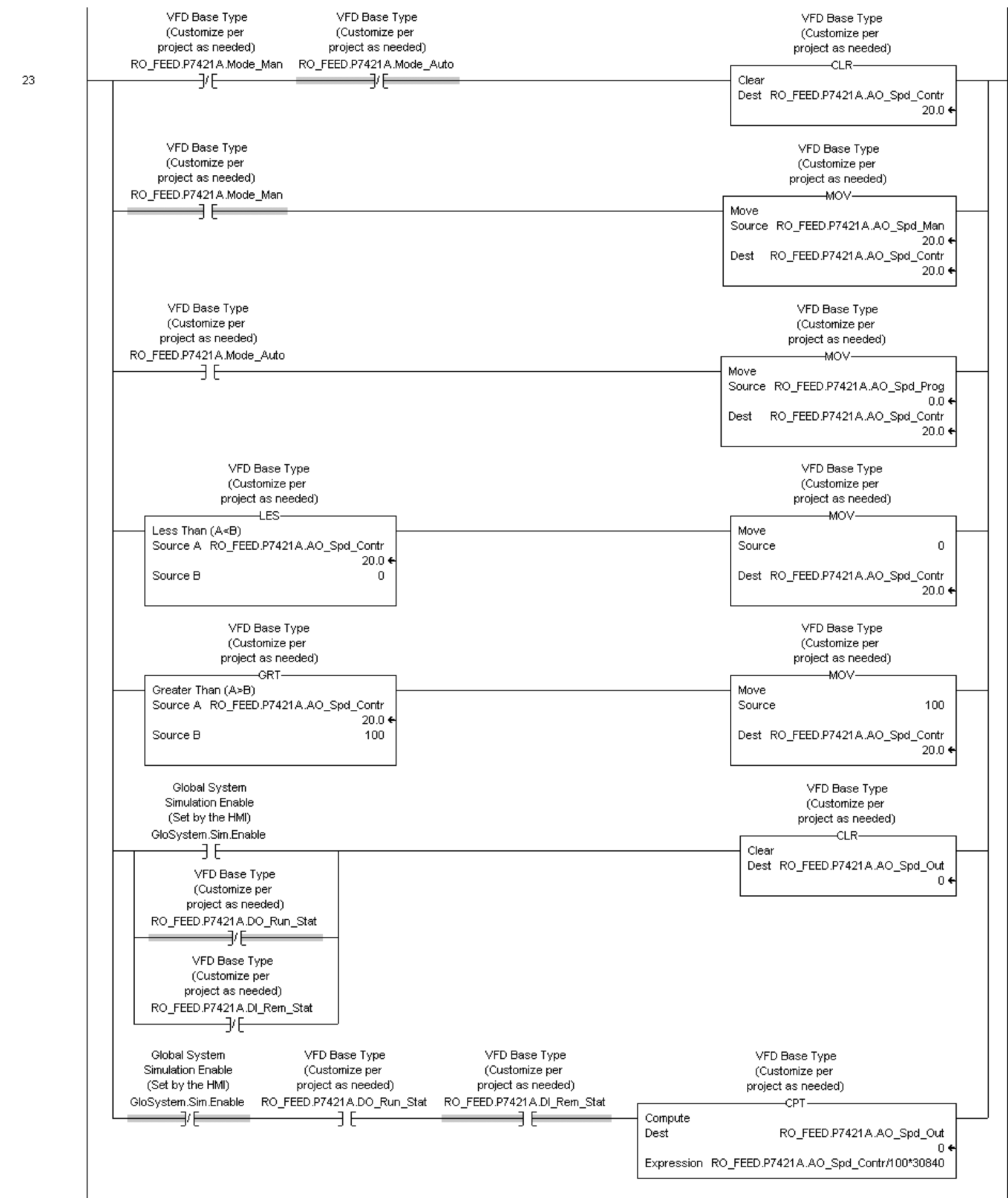


图 6-75　手动、自动模式输出值的确定及整定



图 6-76　模拟量输出通道

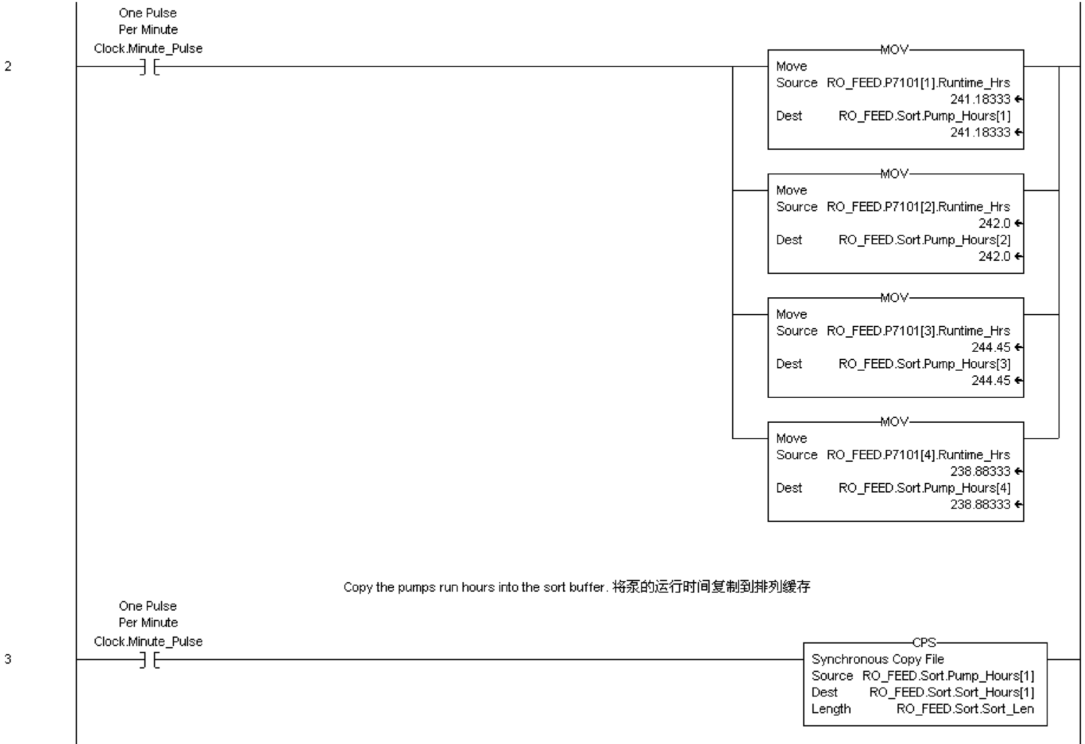


图 6-77　复制要排序的运行时间



图 6-78　对提升泵的运行时间排序



图 6-79　指针数据初始化

如果当前号泵的运行时间就是第 n 小的运行时间，那么这个运行时间对应的泵就是当前号泵，保存泵的号数，跳转后判断下一号泵；如果不是，判断运行时间第 $n+1$ 小的泵是否为当前号泵。这样，最后得到的 Sort_Pump［4］数组中就依次为运行时间由短到长的泵的号数，如图 6-80 所示。

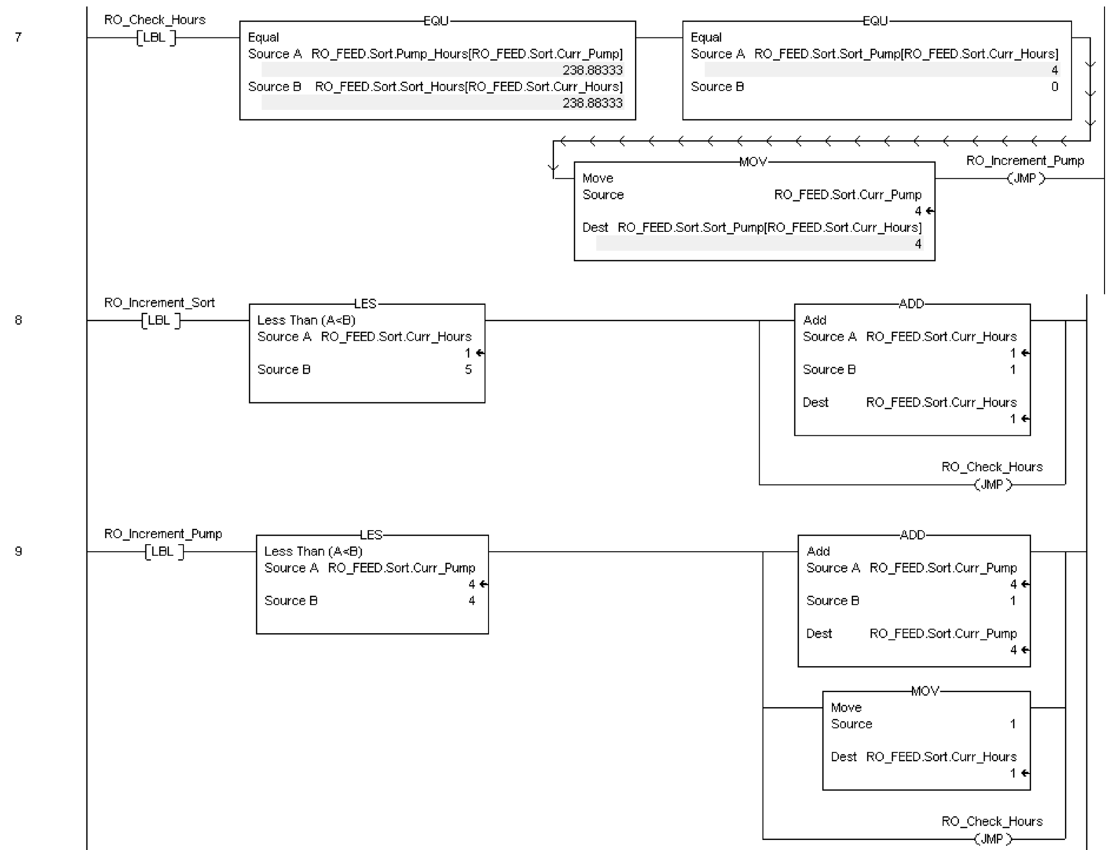


图 6-80　根据运行时间排列泵号

将排列后的泵号保存到 SortPump1 ~ SortPump4 中，如图 6-81 所示。

若当前运行提升泵的数量小于请求进水的机架数，则再起动一台提升泵，如图 6-82 所示。

依据排列后的顺序，如果运行时间最短的泵具备起动条件，则请求起动该泵；如果不行，尝试起动下一台泵，直到起动的提升泵的数量满足要求，如图 6-83 所示。

6.5.4　反渗透单元程序分析

1. 过程的选择和确定

反渗透工艺过程主要分为系统反渗透、CIP 原位清洗、停机冲洗和低压冲洗过程。在程序中每个工艺过程都有一个过程标签，每个过程标签都有一个过程代码以及相应的过程步序段与之对应，见表 6-16。

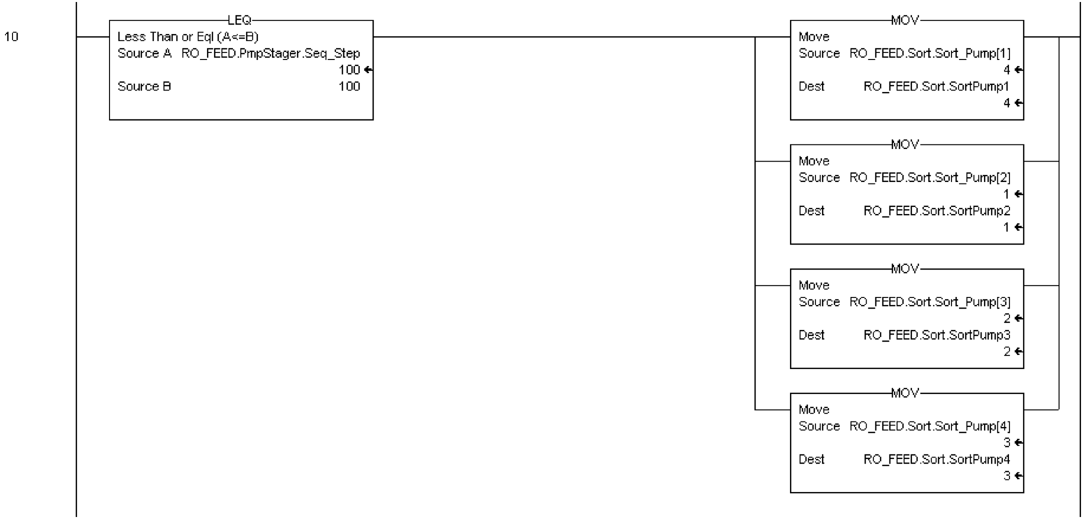


图 6-81　保存排列后的泵号

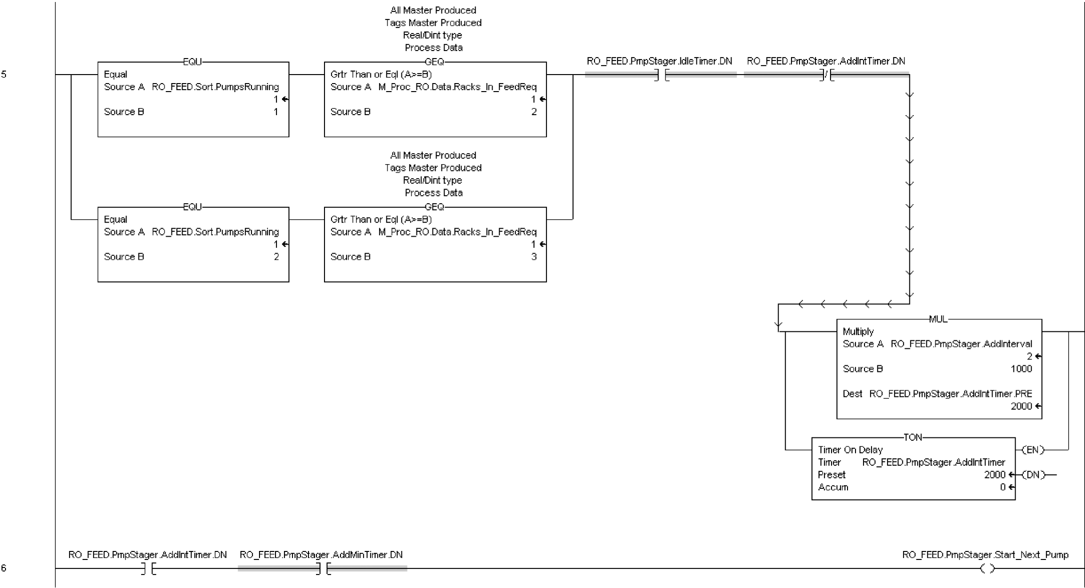


图 6-82　再起动一台提升泵

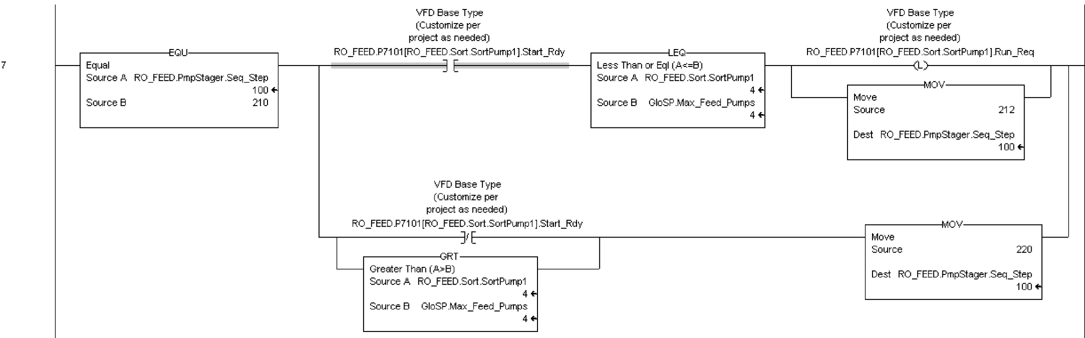


图 6-83　起动本台或转到下一台

表 6-16　反渗透主要工艺过程

项　　目	过 程 标 签	代　　码	步　　序
系统反渗透	AUTO_FILT	1	1000-1999
原位清洗	CIP	6	6000-6999
停机冲洗	FLUSH	7	7000-7999
低压冲洗	FILL	9	9000-9999

下面的程序实现对工艺过程的选择和确认，其中以“Vis”结尾的标签相当于允许信号，以“Touch”结尾的信号是操作员发出的过程选择信号，只有同一过程的这两个信号同时有效时，才会执行相应的工艺过程。

自动模式下且过程步序为 0 时，允许步序确认。一旦切换到其它模式时不再允许步序确认；过程步序重新为 0 及进行完一次步序确认后，不再允许新的步序确认，如图 6-84 所示。

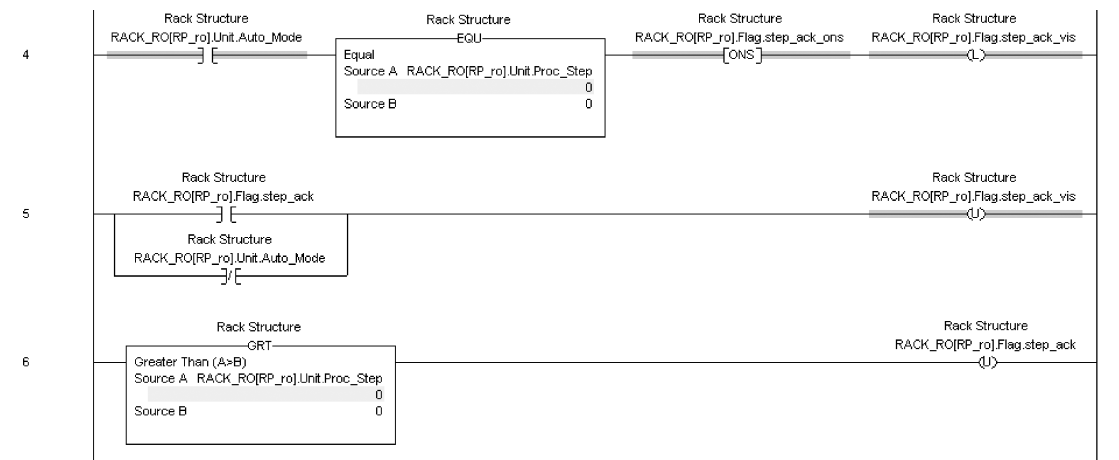


图 6-84　步序确认允许信号的锁存和解锁

在运行条件准备好、系统闲置、处于远程控制和微滤产水罐液位 LIT4401 满足设定值时，允许进入低压冲洗 FILL 过程，如图 6-85 所示。

若允许进入低压冲洗 FILL 过程，操作员可发出命令。注意此时只有在系统处于闲置条件时才将过程选择设置为 FILL。发出命令后即解锁，使命令本身相当于非保持型按钮，如图 6-86 所示。

在运行条件准备好、系统闲置、处于远程控制、变频高压泵 VFD_P7301 和阻垢剂自动阀门 V7401 处于自动模式、微滤产水罐液位 LIT4401 满足设定值时，允许进入系统反渗透 AUTO_FILT 过程，如图 6-87 所示。

若允许进入系统反渗透 AUTO_FILT 过程，操作员可发出命令，将过程选择设置为 AUTO_FILT，如图 6-88 所示。

在过程步序处于 AUTO_FILT、变频高压泵 VFD_P7301 处于自动模式、运行条件准备好、系统闲置时，允许系统进入停机冲洗 FLUSH 过程。操作员可发出命令，将过程选择设置为 FLUSH，如图 6-89 所示。

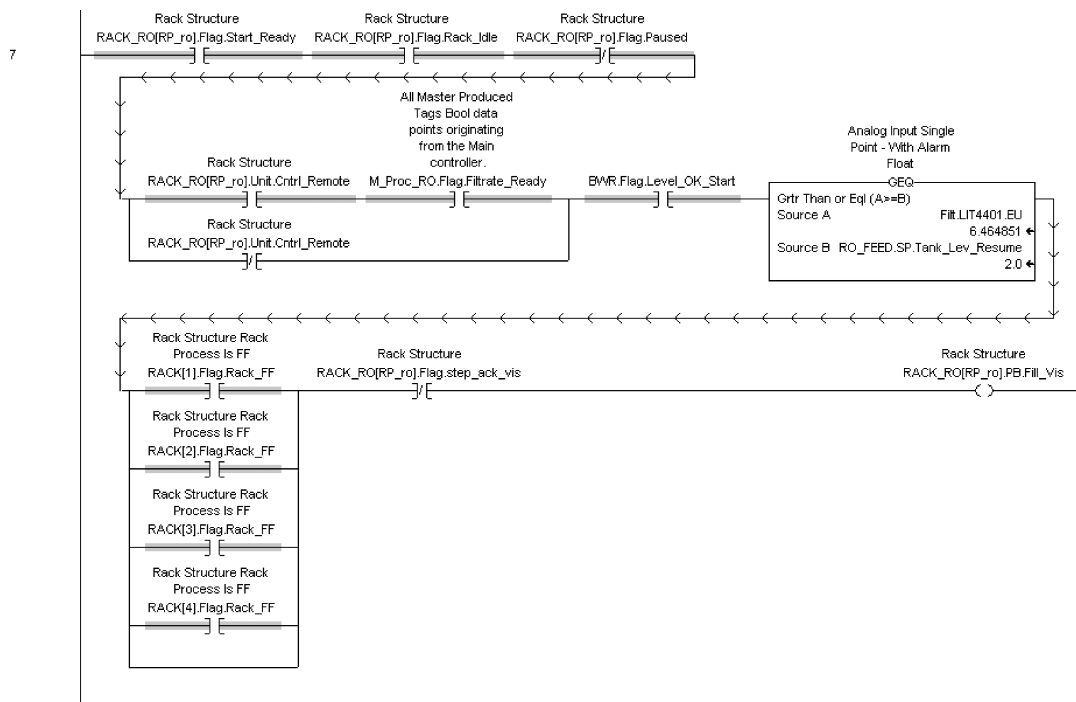


图 6-85　允许进入低压冲洗 FILL 过程的条件

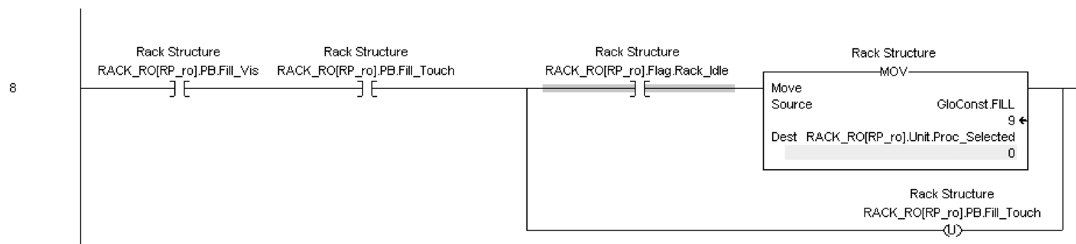


图 6-86　进入低压冲洗 FILL 过程

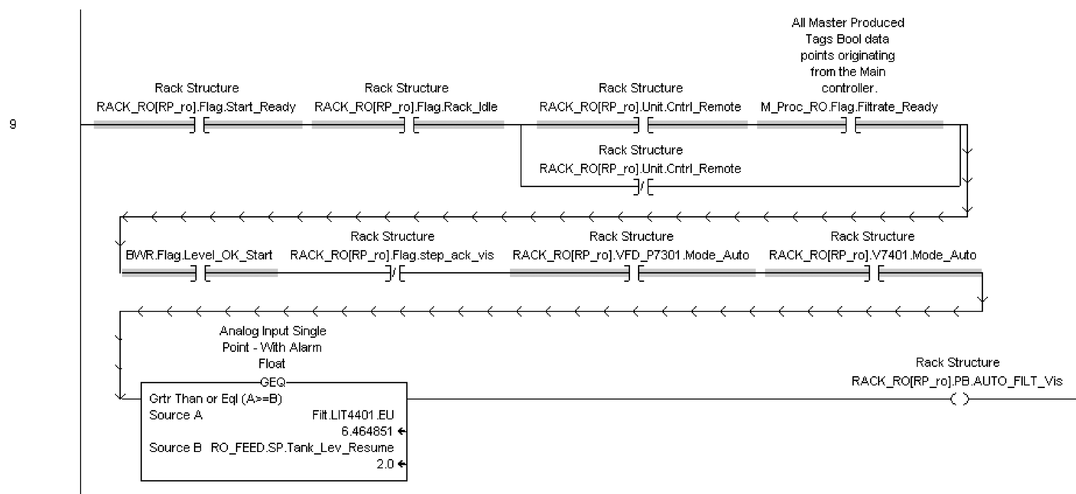


图 6-87　允许进入系统反渗透 AUTO_FILT 过程的条件

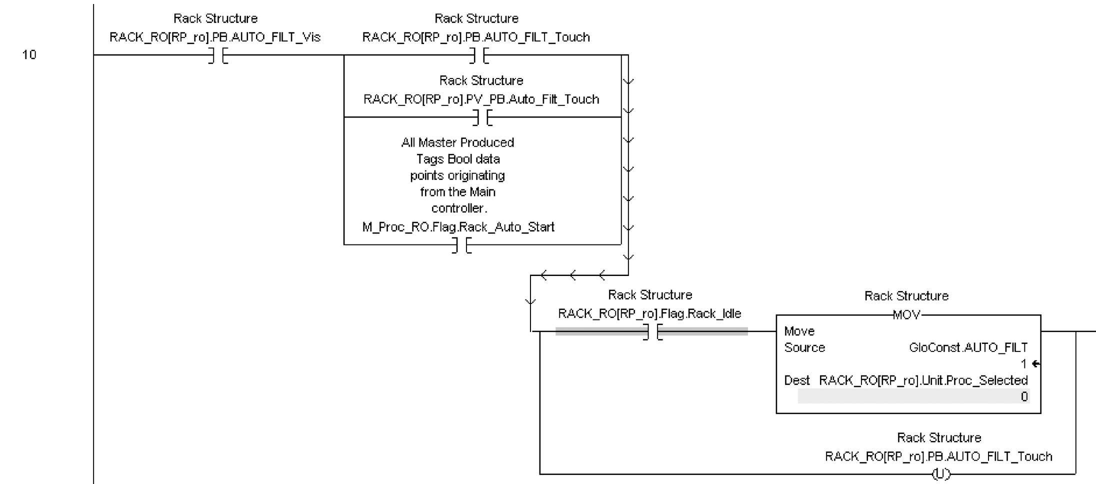


图 6-88 进入系统反渗透 AUTO_FILT 过程

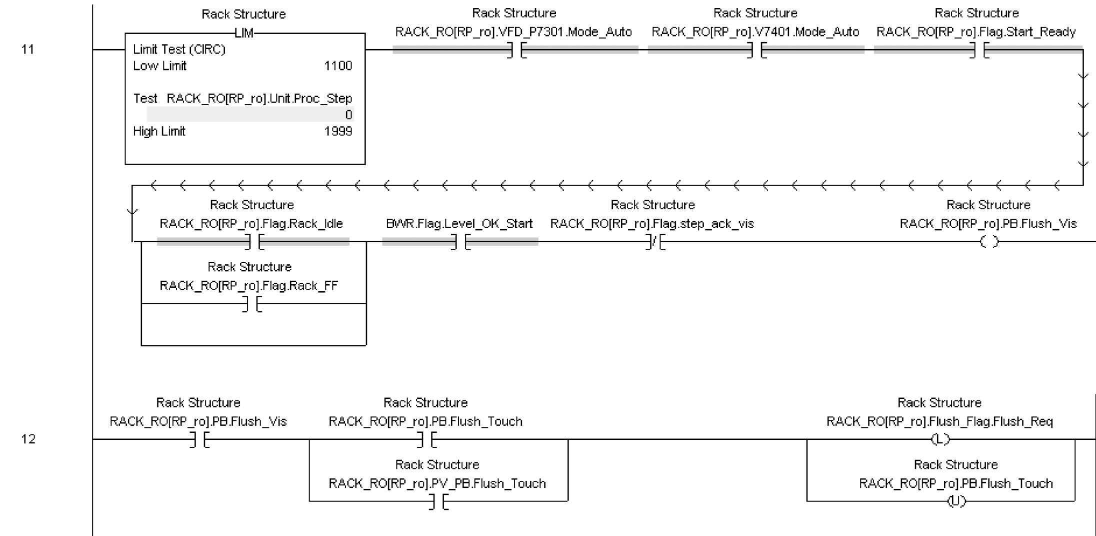


图 6-89 进入停机冲洗 FLUSH 过程

在运行条件准备好、系统闲置、处于远程控制、变频高压泵 VFD_P7301 和阻垢剂自动阀门 V7401 处于自动模式、微滤产水罐液位 LIT4401 满足设定值时，允许系统进入原位清洗 CIP 过程，如图 6-90 所示。

若系统允许进入原位清洗 CIP 过程，操作员可发出命令，将过程选择设置为 CIP，如图 6-91 所示。

在反渗透单元、变频高压泵 P7301 及阻垢剂自动阀门 V7401 处于自动模式下，并且无有效过程（即 Proc_Active 为 OFF）、过程步序为 0 时，若选择的过程为 AUTO_FILT，则将过程步序设置为 1000；若选择的过程为 CIP，则将过程步序设置为 6000；若选择的过程为 FLUSH，则将过程步序设置为 7000；若选择的过程为 FILL，则将过程步序设置为 9000，如图 6-92 所示。

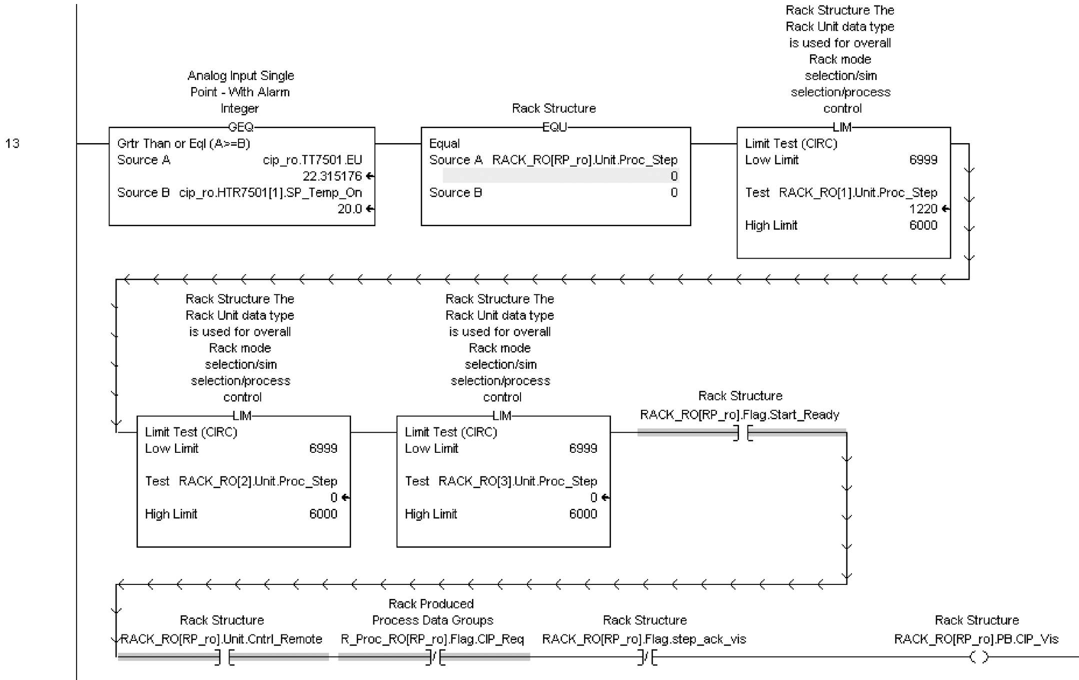


图 6-90　允许进入原位清洗 CIP 过程的条件

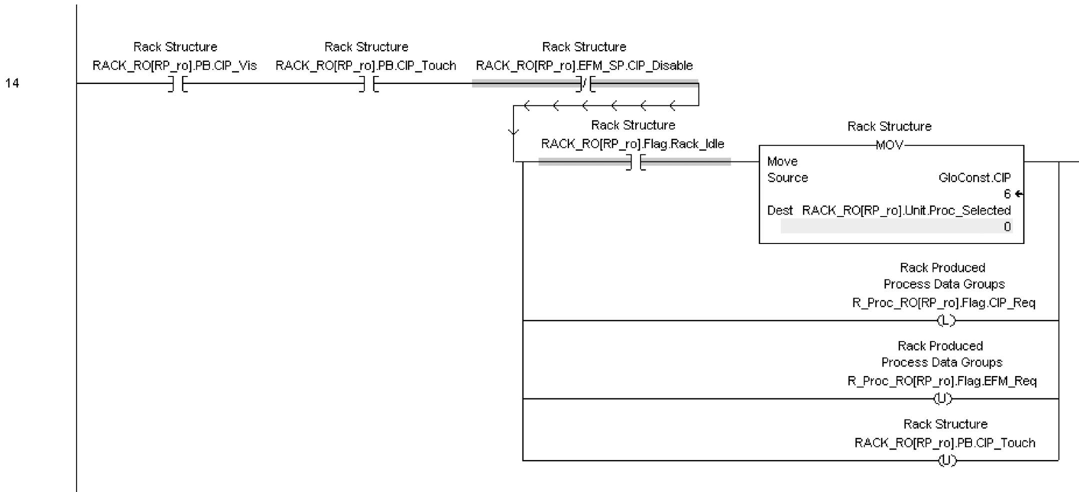


图 6-91　进入原位清洗 CIP 过程

2. 系统反渗透产水程序分析

1）步序 1000：清零计时 Time_In_FF，并进入步序 1100，如图 6-93 所示。

2）步序 1100：若膜架进水压力 PT7001 无高高报警、高压泵入口压力 PT7301 无低报警、高压泵出口压力开关 PS7302 无报警，则请求起动变频高压泵 VFD_P7301；打开阻垢剂自动阀门 V7401；将反渗透入口流量的 PID 控制变量 CV 设置为变频高压泵 VFD_P7301 的起

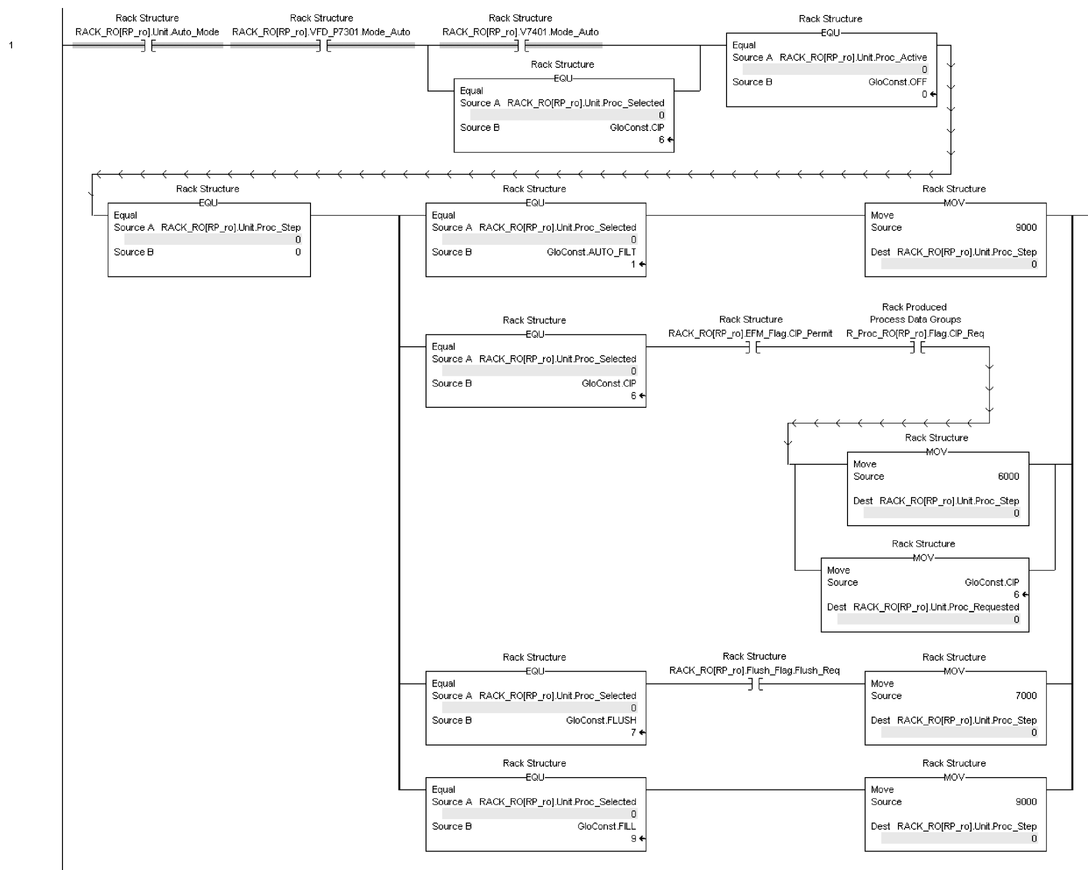


图 6-92 根据选择的过程设置过程步序



图 6-93 步序 1000

动频率；VFD_P7301 起动后进入步序 1120，如图 6-94 所示。

3）步序 1120：定时 30s，进入步序 1150，如图 6-95 所示。

4）步序 1150：开启不合格产水自动排放阀门 V7002；V7002 开到位后关闭膜架产水自动阀门 V7008；V7008 关到位后进入步序 1200，如图 6-96 所示。

5）步序 1200：关闭自动快排阀门 V7001；使能反渗透进水的 SWM 控制；反渗透进水的 PID 控制变量 CV 值每秒减 2，最终维持在 30；在 V7001 关到位且产水侧电导率仪 CIT7001 < 150 时定时 10s，进入步序 1210，如图 6-97 所示。

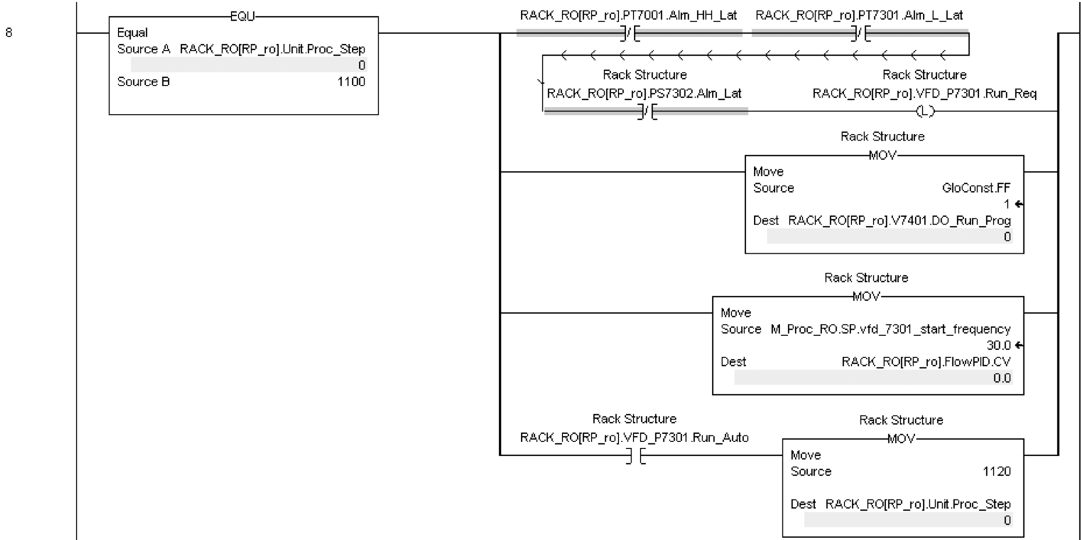


图 6-94　步序 1100

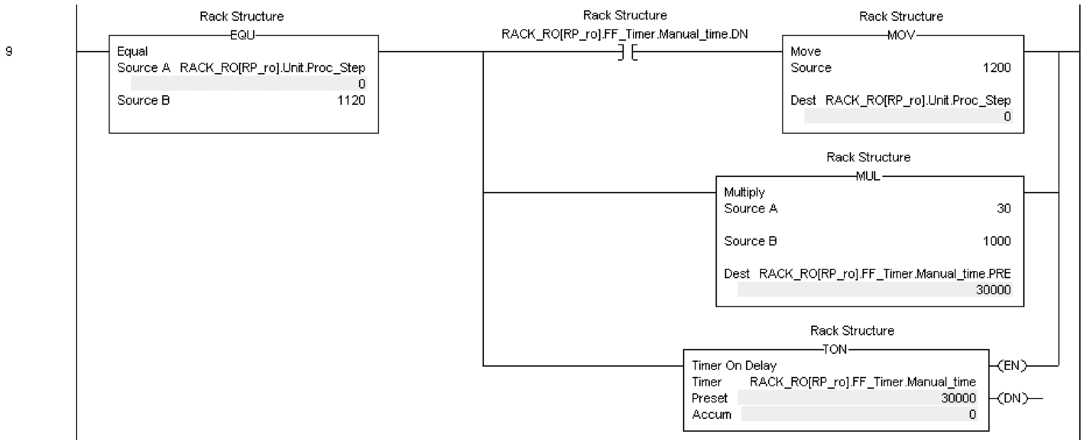


图 6-95　步序 1120

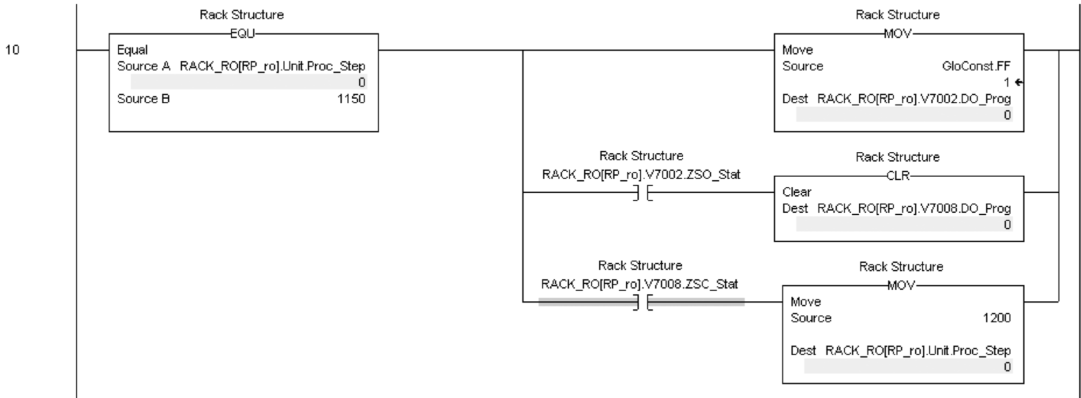


图 6-96　步序 1150

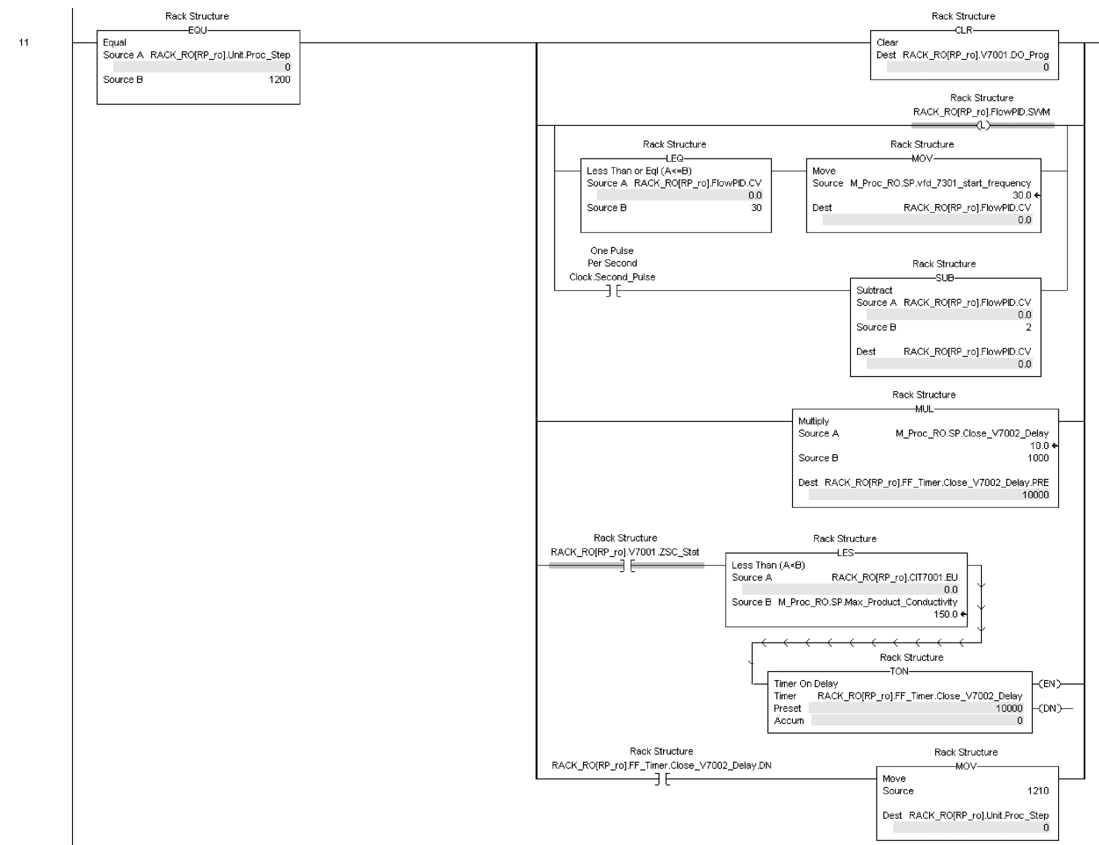


图 6-97 步序 1200

6）步序 1210：开启膜架产水自动阀门 V7008；V7008 开到位后关闭不合格产水自动排放阀门 V7002；V7002 关到位后进入步序 1220，如图 6-98 所示。

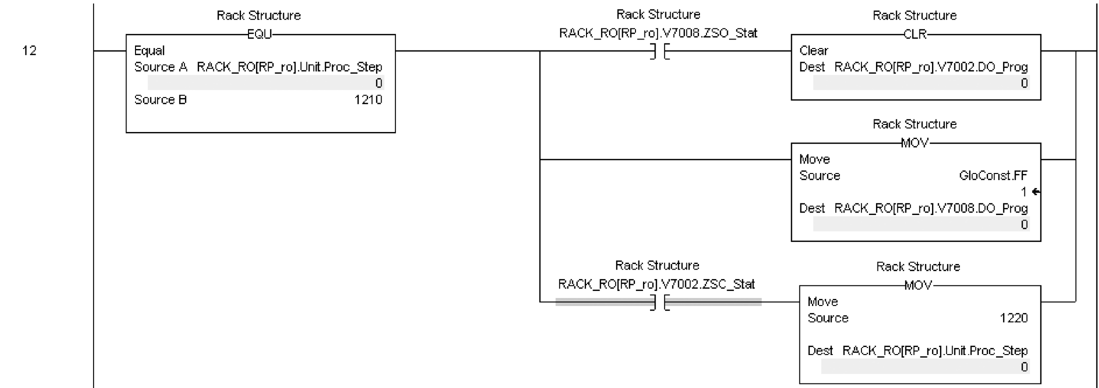


图 6-98 步序 1210

7）步序 1220：开启 V7007、V7008 进行反渗透产水，并开启 V7401 投加阻垢剂。关闭 V7001 以及 CIP 清洗相关阀门 V7003、V7004、V7005、V7006；之后进入停机冲洗步序 7010。

8）一旦产水侧电导率 CIT7001≥150 超过 5s，不满足产水要求，则返回步序 1150 开启

不合格产水自动排放阀门 V7002。保存还原剂加药泵 P7411A、P7411B 的工作速度 ReducingPID. CV，酸碱加药泵 P7421 的工作速度 PHPID. CV。

9）若产水侧压力 PT7003 大于浓水侧压力 PT7002 或膜架进水压力 PT7001 高高值报警、高压泵入口压力 PT7301 低值报警、高压泵入口流量 FIT7201 低值报警，则采取相应的控制措施。

当检测到高压泵入口压力 PT7310 低位报警时，进入步序 1300，如图 6-99 所示。

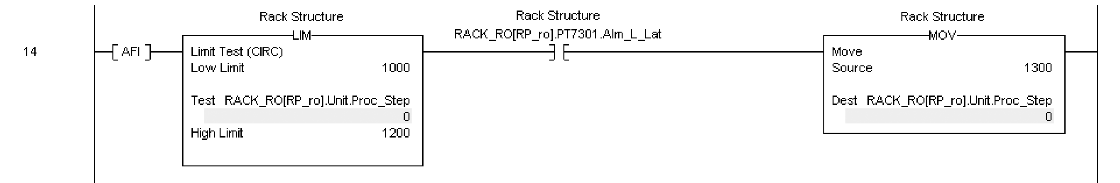


图 6-99　高压泵入口压力

步序 1300：使能反渗透进水的 SWM 控制，开启自动快排阀门 V7001、不合格产水自动排放阀门 V7002，两阀开到位后进入步序 1310，如图 6-100 所示。

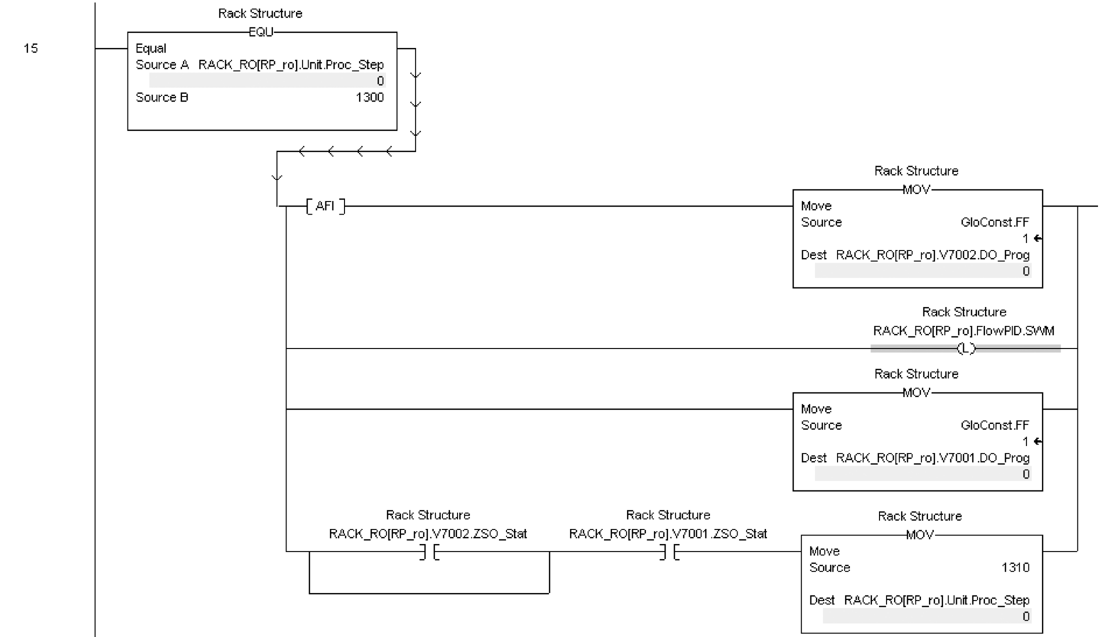


图 6-100　步序 1300

步序 1310：关闭变频高压泵 VFD_P7301，进入步序 1320，如图 6-101 所示。

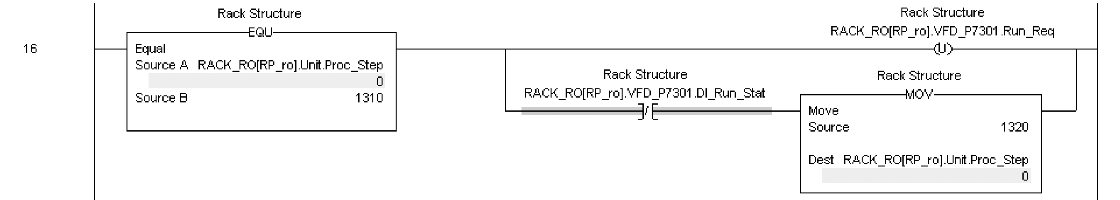


图 6-101　步序 1310

步序 1320：检测到高压泵入口压力 PT7301 无低值报警，返回步序 1100，如图 6-102 所示。

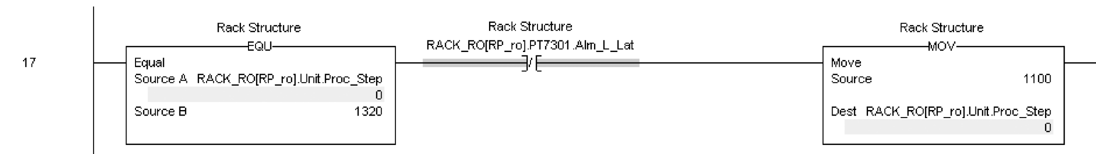


图 6-102　步序 1320

当检测到膜架进水压力 PT7001 高值报警或高压泵入口压力 PT7301 低值报警或高压泵出口压力 PS7302 报警时，解锁变频高压泵 VFD_P7301 的运行请求信号，如图 6-103 所示。



图 6-103　出现故障则关闭变频高压泵

3. 停机冲洗

1）步序 7000：直接进入步序 7010，如图 6-104 所示。



图 6-104　步序 7000

2）步序 7010：保存当前反渗透进水 PID 控制器的 CV 值；使能反渗透进水的 SWM 控制；进入步序 7020，如图 6-105 所示。

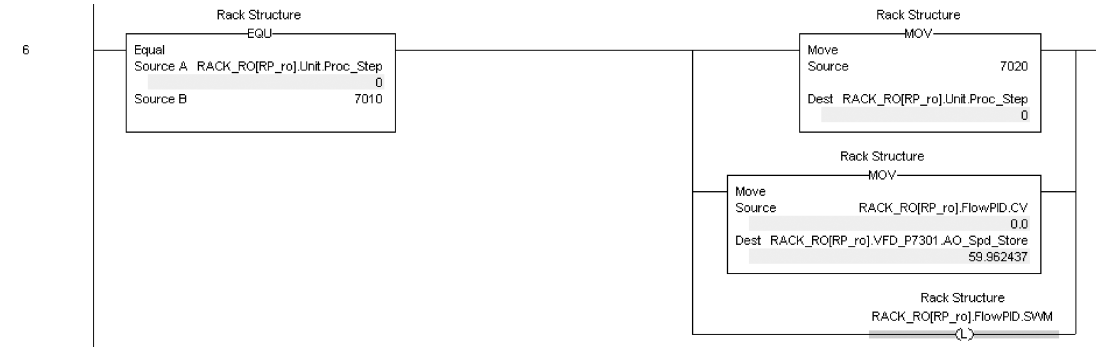


图 6-105　步序 7010

3）步序 7020：反渗透进水 PID 控制变量的 CV 值每秒减 2，最少维持在 30，之后进入步序 7025，如图 6-106 所示。

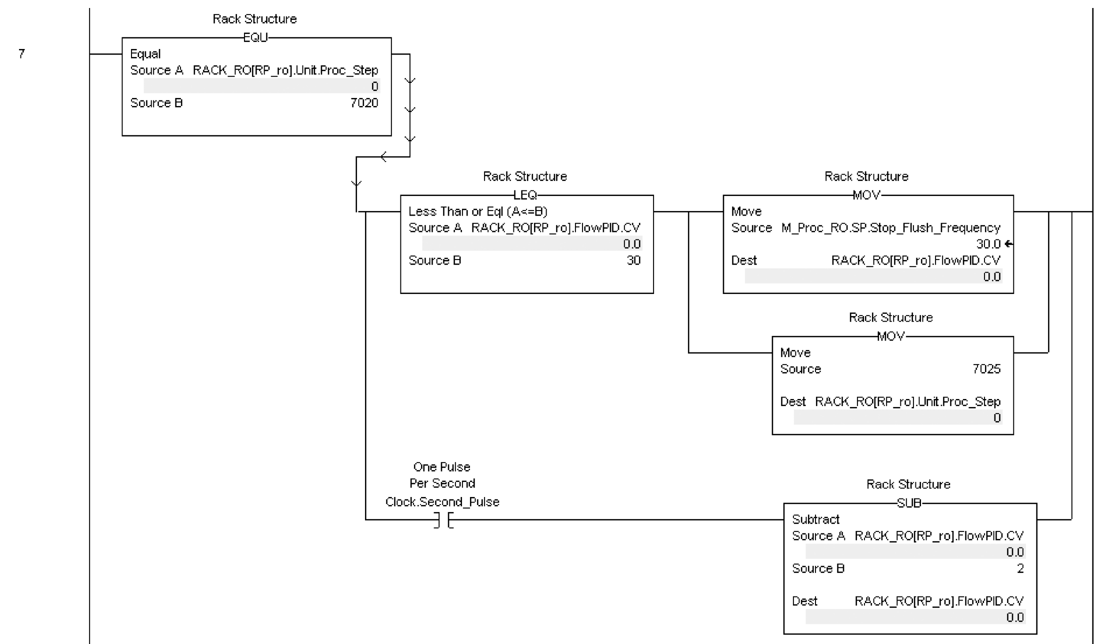


图 6-106　步序 7020

4）步序 7025：开启不合格产水自动排放阀门 V7002；V7002 开到位后关闭膜架产水自动阀门 V7008；V7008 关到位后进入步序 7030，如图 6-107 所示。

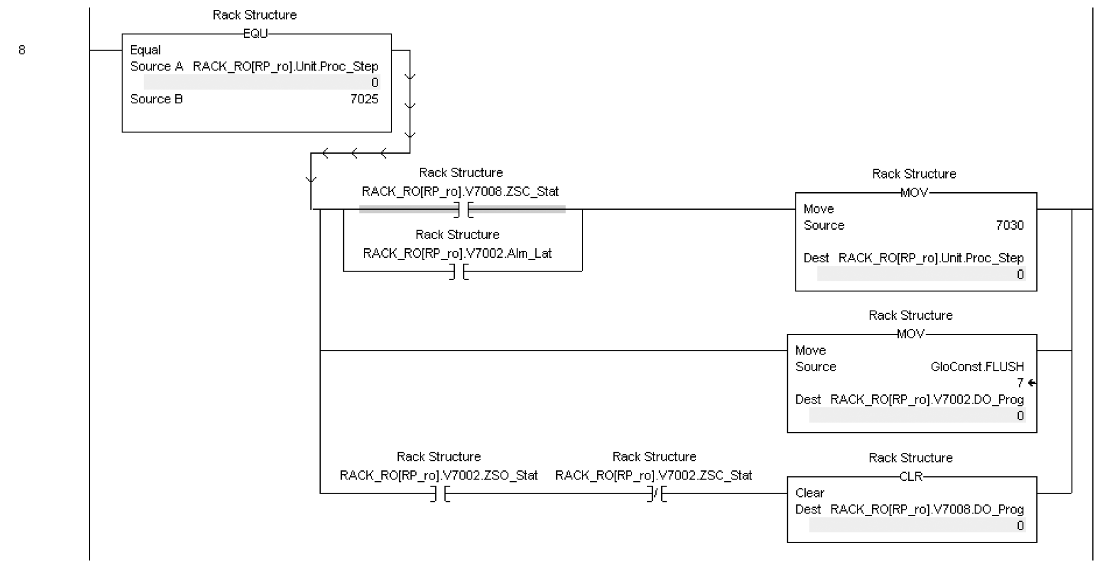


图 6-107　步序 7025

5）步序 7030：关闭阻垢剂自动阀门 V7401，开启自动快排阀门 V7001，V7001 开到位后进入步序 7040，如图 6-108 所示。

6）步序 7040 及步序 7042：定时 300s，进入步序 7045；若自动快排阀门 V7001 报警，则再次执行该程序段，如图 6-109 所示。

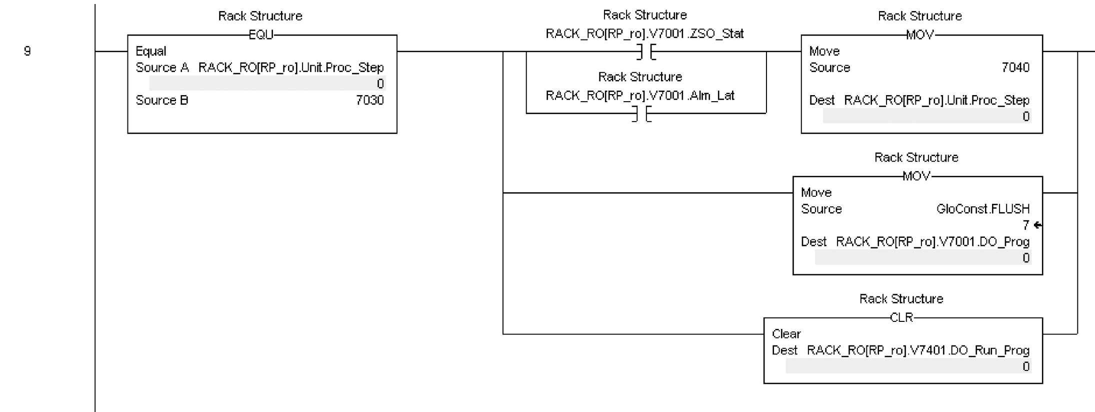


图 6-108 步序 7030

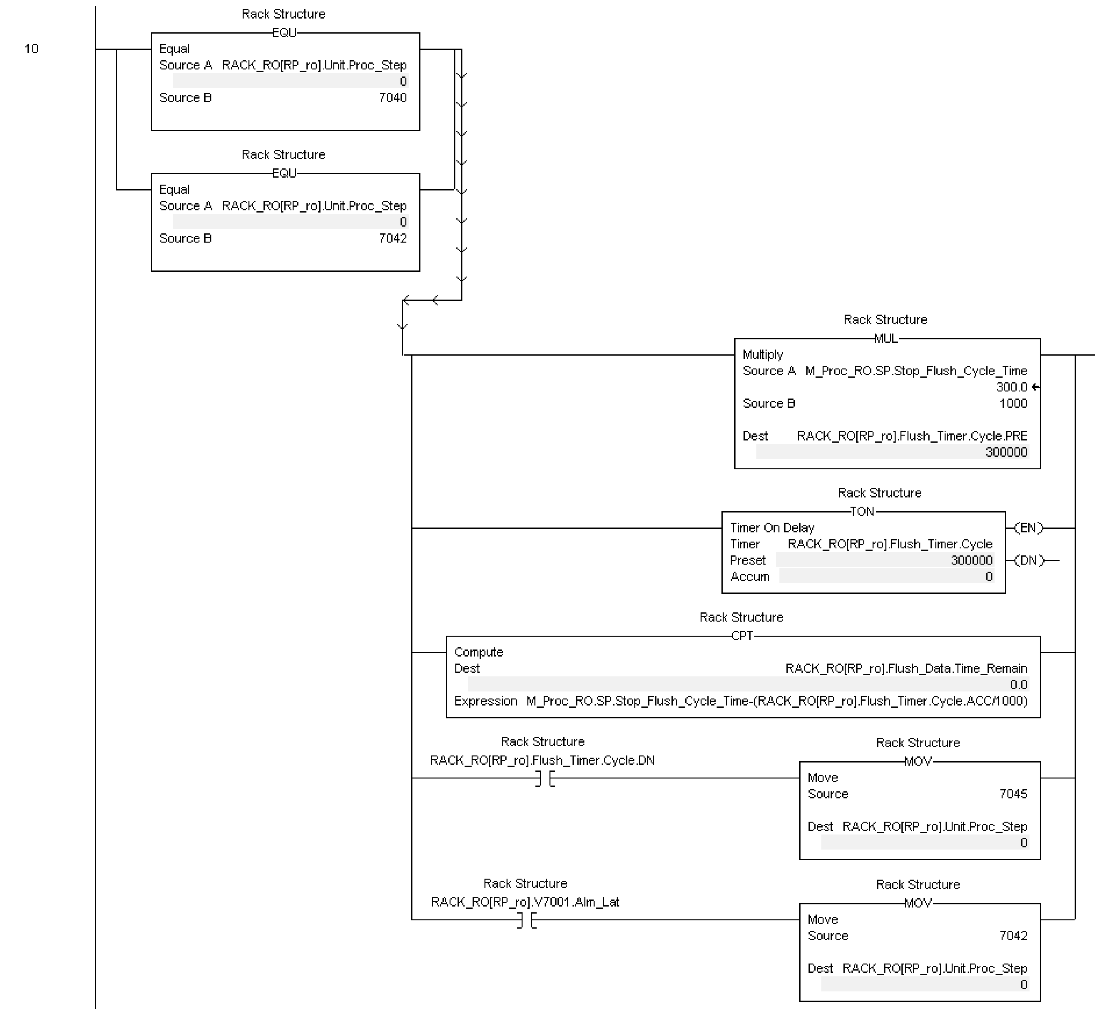


图 6-109 步序 7040 及 7042

7）步序 7045：关闭变频高压泵 VFD_P7301，泵停止运行 5s 后进入步序 7050，如图 6-110 所示。

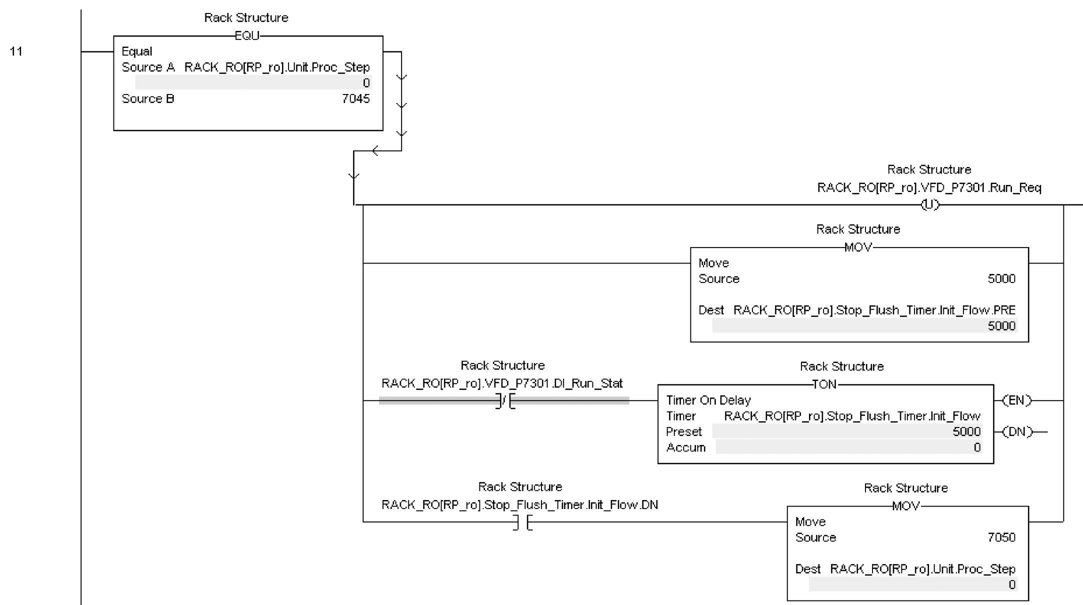


图 6-110　步序 7045

8）步序 7050：清零停机冲洗请求标志位，进入步序 7060，如图 6-111 所示。



图 6-111　步序 7050

9）步序 7060：关闭阻垢剂自动阀门 V7401，膜架进水自动阀门 V7007，V7007 关到位后进入步序 7070，如图 6-112 所示。

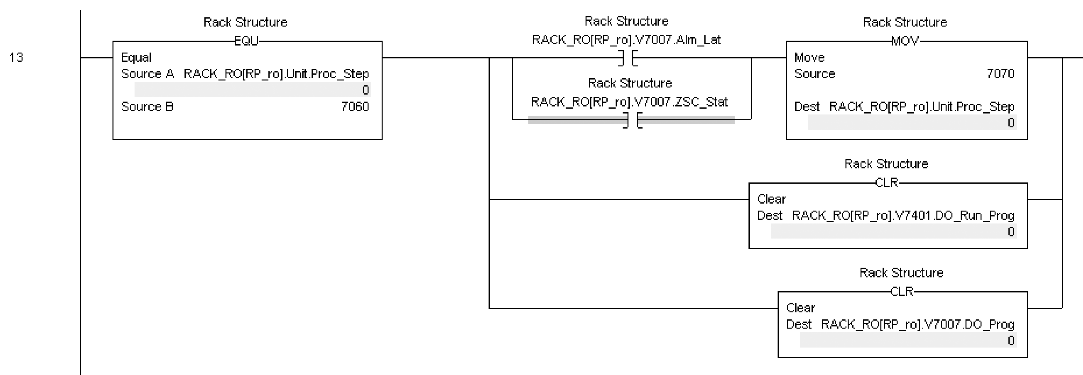


图 6-112　步序 7060

10）步序 7070：关闭变频高压泵 VFD_P7301、自动快排阀门 V7001、不合格产水自动排放阀门 V7002、膜架进水自动阀门 V7007 和阻垢剂自动阀门 V7401，之后进入步序 7080，如图 6-113 所示。

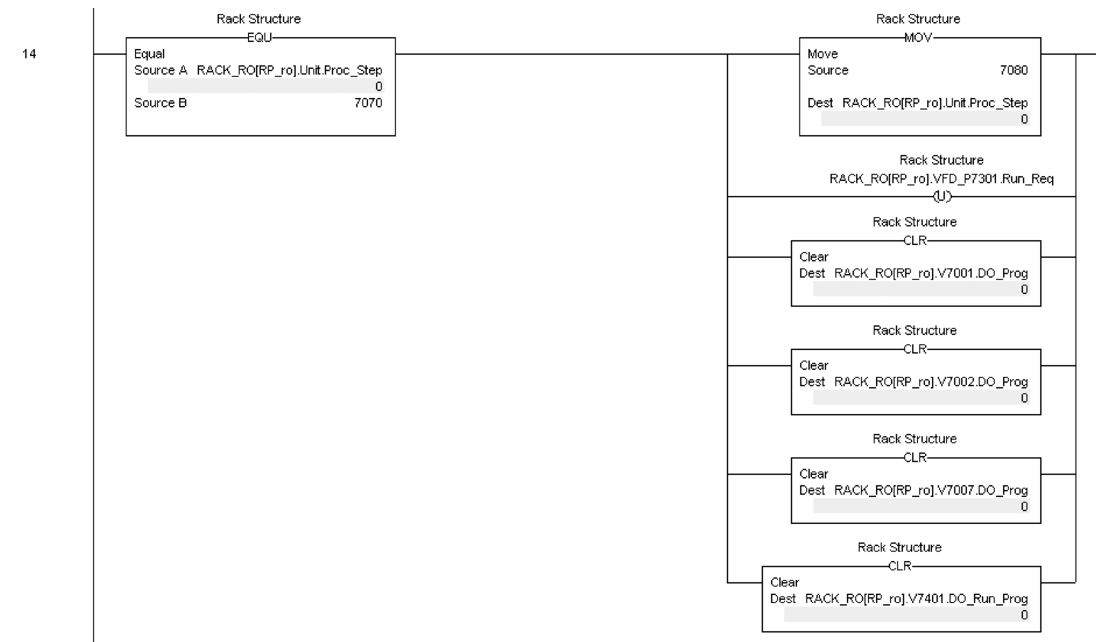


图 6-113　步序 7070

11）步序 7080：关闭 V7401、自动快排阀门 V7001、不合格产水自动排放阀门 V7002、一段 CIP 进水自动阀门 V7003、二段 CIP 进水自动阀门 V7004、一段 CIP 返回自动阀门 V7005、二段 CIP 返回自动阀门 V7006、膜架进水自动阀门 V7007 和膜架产水自动阀门 V7008。8 个阀关都到位后进入步序 7500，如图 6-114 所示。

12）步序 7500：进入步序 19000，等待进入新的工艺过程，如图 6-115 所示。

4. 低压冲洗

1）步序 9000：直接进入步序 9110，如图 6-116 所示。

2）步序 9110：当给水（Feed）准备好时，开启不合格产水自动排放阀门 V7002；V7002 开到位后关闭膜架产水自动阀门 V7008；膜架进水自动阀门 V7007 开到位后进入步序 9120；V7008 关到位并且 V7002 开到位后，开启自动快排阀门 V7001；等到 V7001 开到位后，开启膜架进水自动阀门 V7007；V7007 开到位后进入步序 9120，如图 6-117 所示。

3）步序 9120：定时 10s，进入步序 9130，如图 6-118 所示。

4）步序 9130：膜架进水自动阀门 V7007 开到位并且自动快排阀门 V7001 开到位后，进入步序 9140，如图 6-119 所示。

5）步序 9140：反渗透不合格水返回自动阀 V7120 关到位时，若膜架进水压力变送器 PT7001 无高高值报警、高压泵入口压力变送器 PT7301 无低值报警且高压泵出口压力开关 PS7302 无低值报警，则请求启动变频高压泵 VFD_P7301；设置反渗透入口流量 PID 的控制变量 CV 值为 VFD_P7301 启动频率；VFD_P7301 运行后，进入步序 9145，如图 6-120 所示。

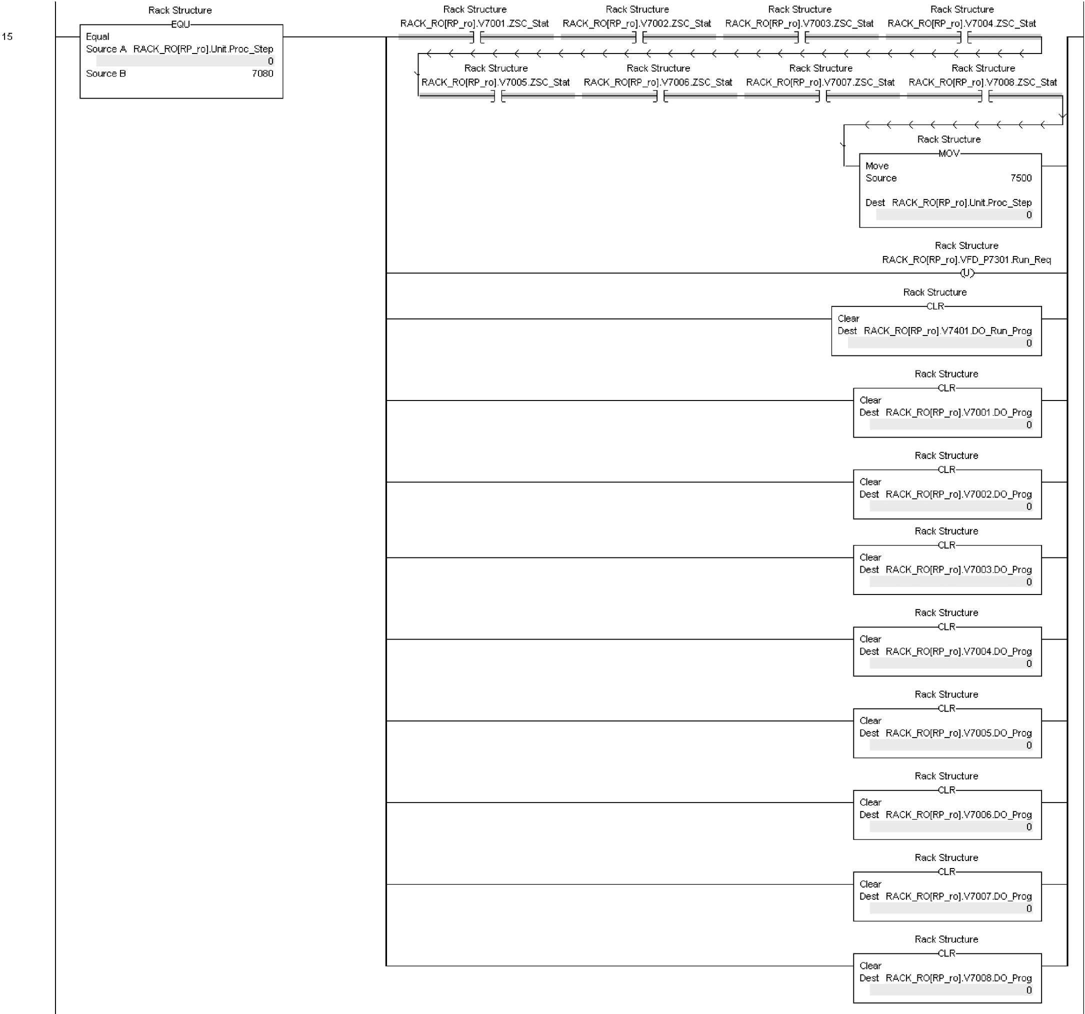


图 6-114　步序 7080

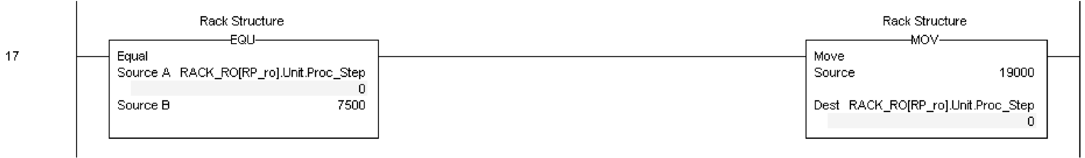


图 6-115　步序 7500



图 6-116　步序 9000

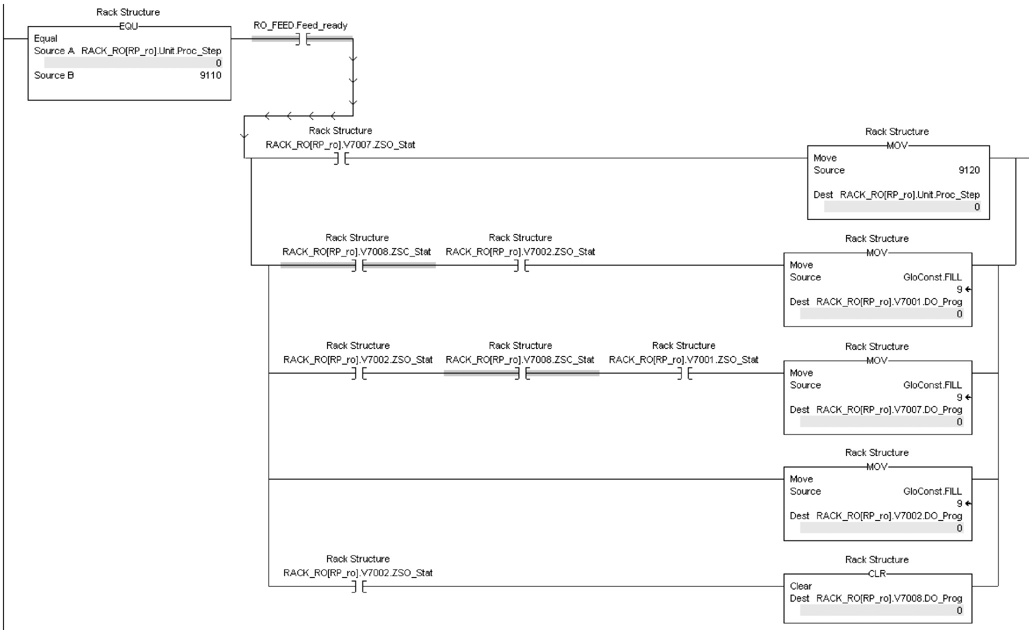


图 6-117　步序 9110

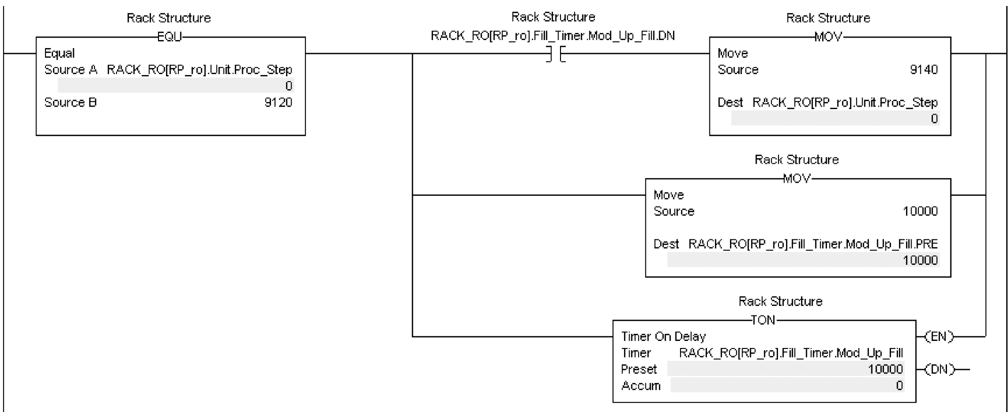


图 6-118　步序 9120

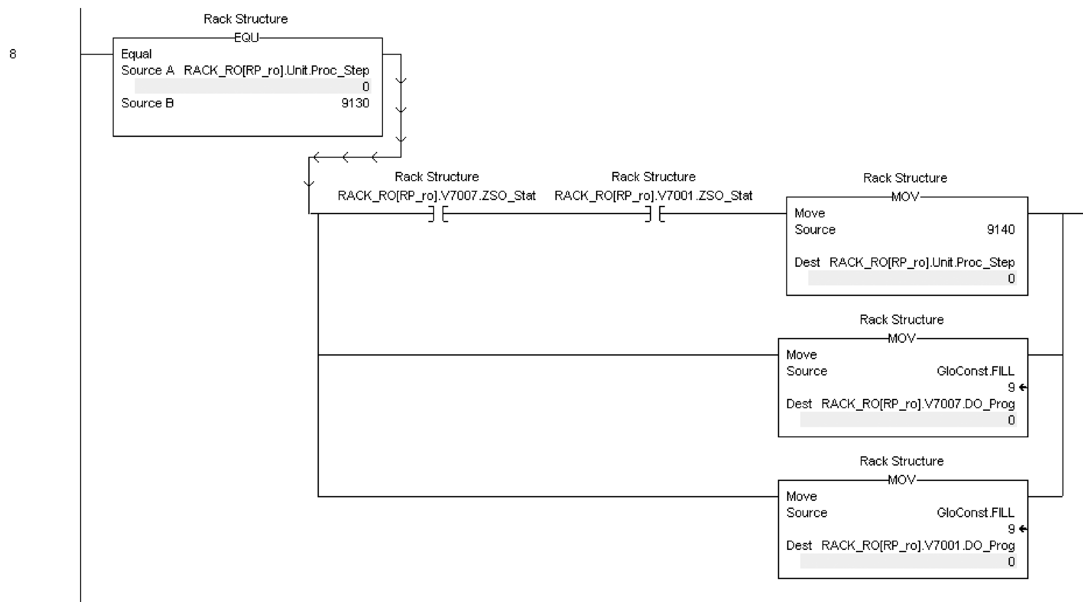


图 6-119　步序 9130

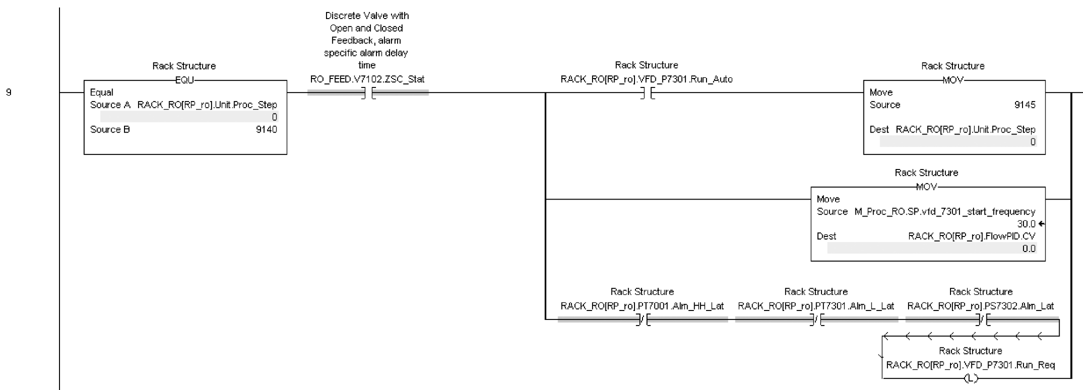


图 6-120　步序 9140

6）步序 9145：运行一段时间后，高压泵入口流量 FIT7201 大于停机冲洗所需流量并且高压泵入口压力 PT7301 大于反渗透所需最小压力时，进入步序 9150，如图 6-121 所示。

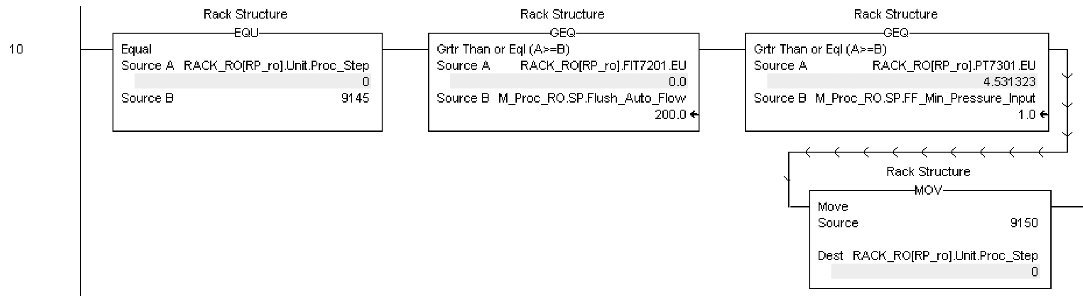


图 6-121　步序 9145

7）步序 9150：定时 180s 后进入步序 9160，如图 6-122 所示。

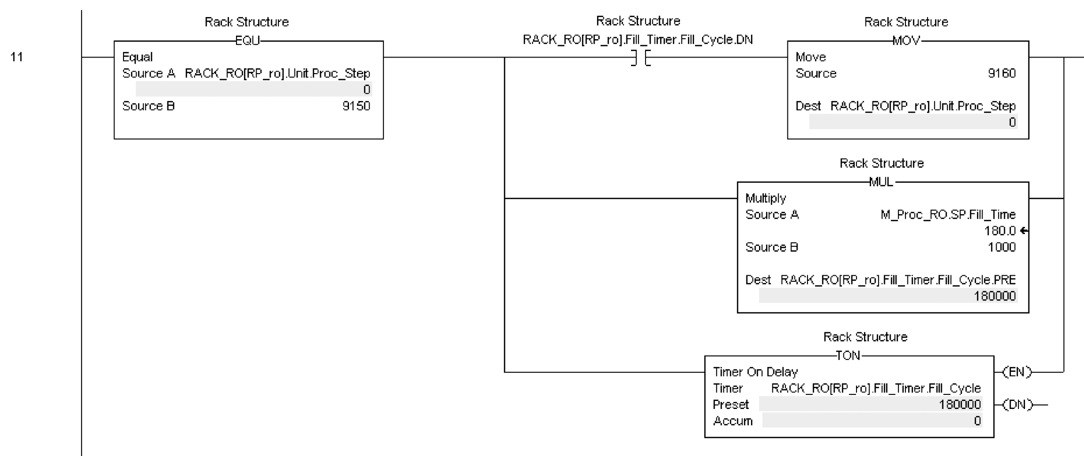


图 6-122　步序 9150

8）步序 9160：若选择的过程为反渗透产水，转到步序 1100；若不为反渗透产水，转到步序 19000；低压冲洗数据清零，如图 6-123 所示。

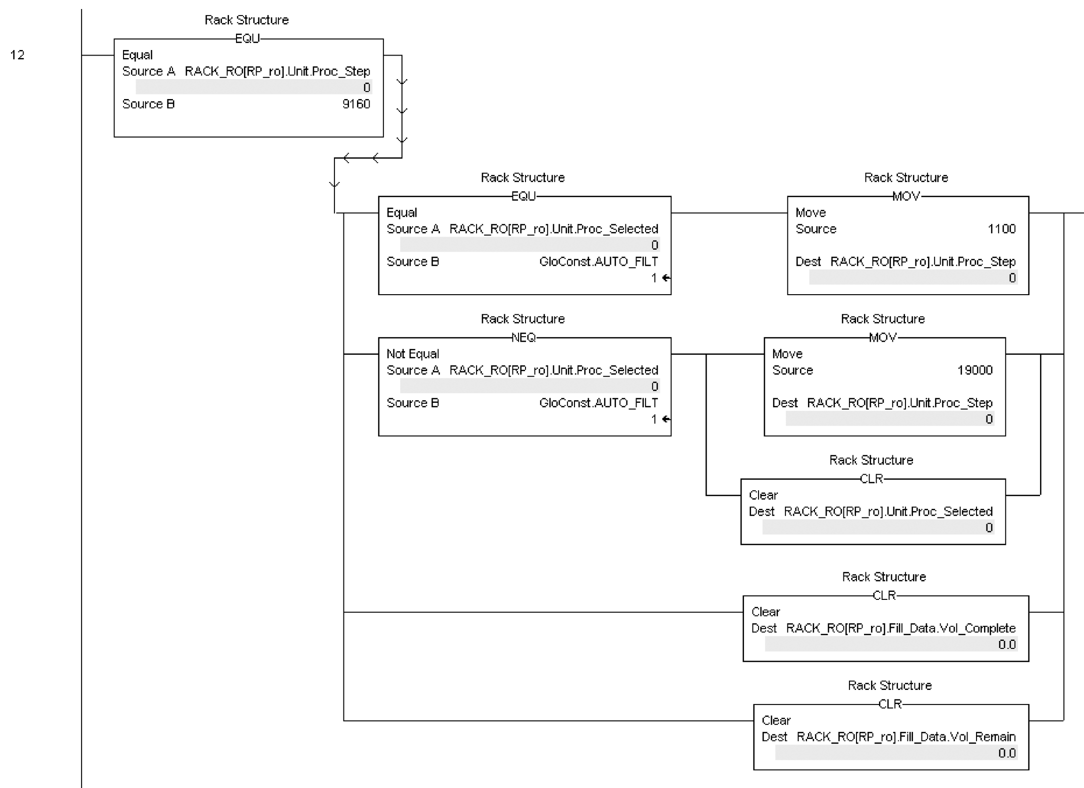


图 6-123　步序 9160

5. 变频高压泵的控制

图 6-124 所示的 PIDE 功能块通过改变控制变量 CV 值即 VFD_P7301 的速度值，来控制过程变量 PV 值即检测到的高压泵入口流量 FIT7201，使其保持在设定值 SP 即 FF_Auto_Flow。

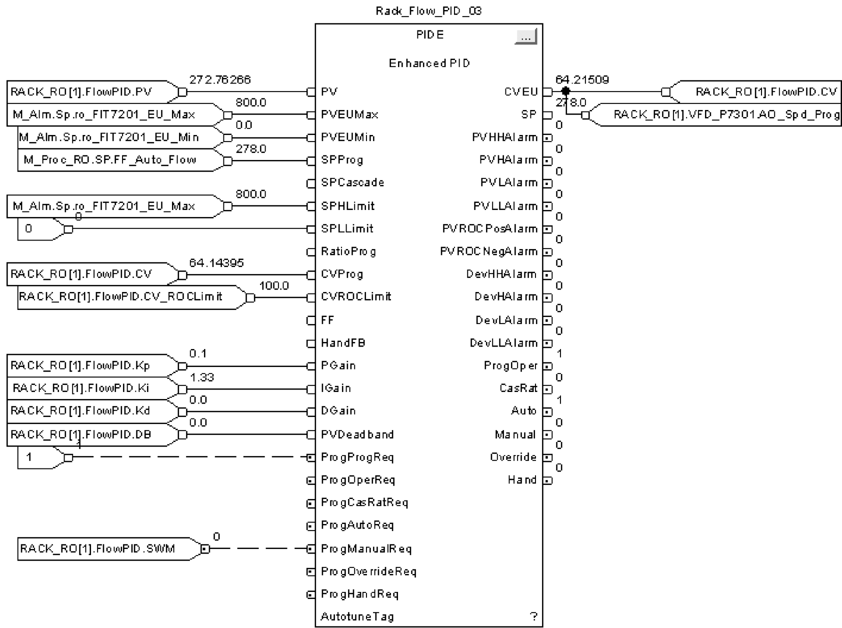


图 6-124　调节反渗透入口流量 PIDE 功能块

自动控制模式下将 PIDE 功能块的 CV 值赋给程序输出值，如图 6-125 所示。



图 6-125　功能块的 CV 值赋给程序输出值

当 VFD_P7301 处于手动或自动模式时，将要输出的速度值赋给中间变量 AO_Spd_Contr；并对速度进行幅值限定，使其保持在 20～95 之间；最后当泵处于远程控制并且运行状态时，将速度值整定为最终程序输出的数值，如图 6-126 所示。

根据当前的实际控制单元，将 VFD_P7301 的速度输出值赋给对应的模拟量输出通道，如图 6-127 所示。

6. CIP 清洗程序分析

反渗透系统的 CIP 清洗液储存在罐 T7510 中，清洗液经循环泵 P7510 送至反渗透单元，清洗液由一段和二段 CIP 进水阀进入反渗透单元，清洗后由一段和二段 CIP 出水阀返回到化

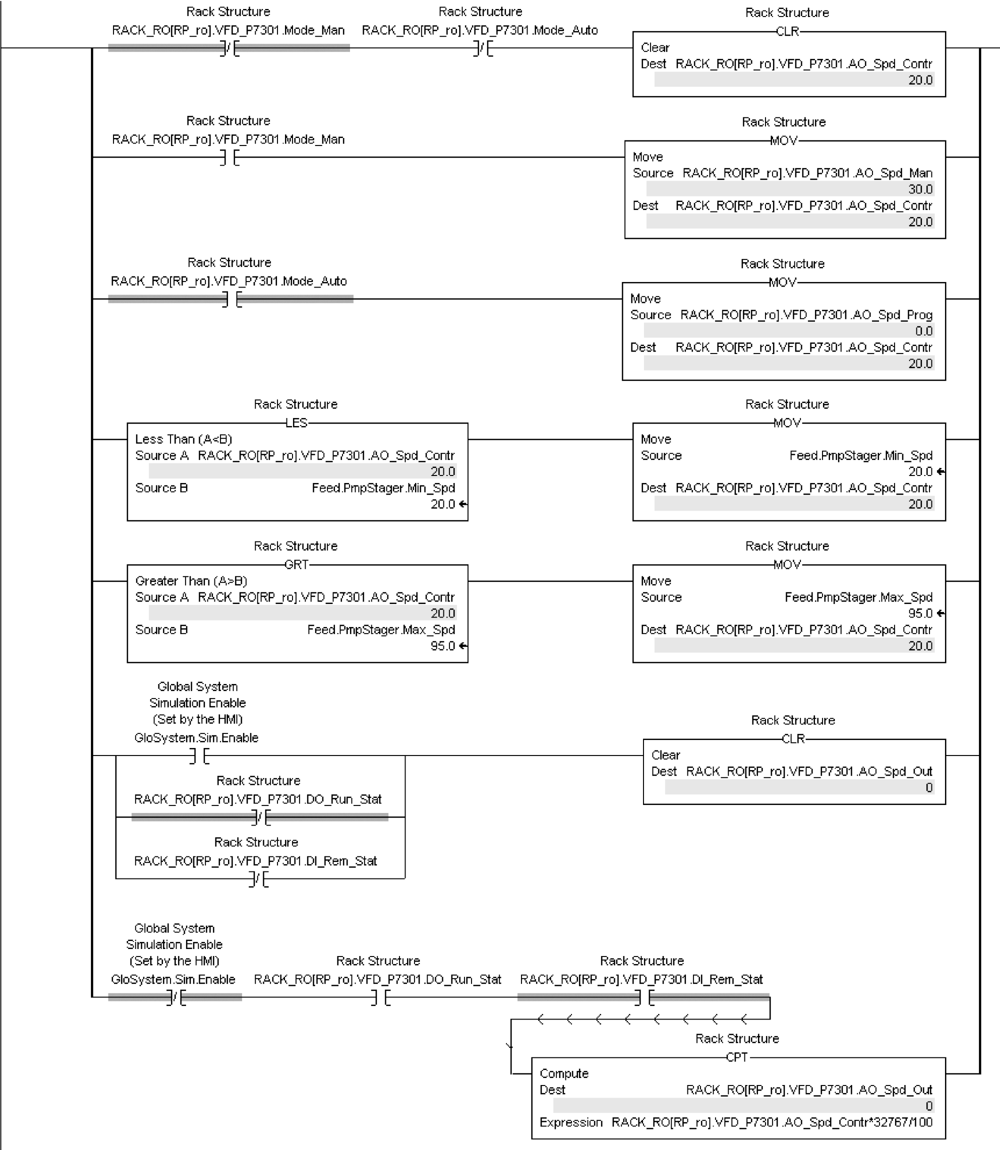


图 6-126　对变频高压泵输出数值的操作

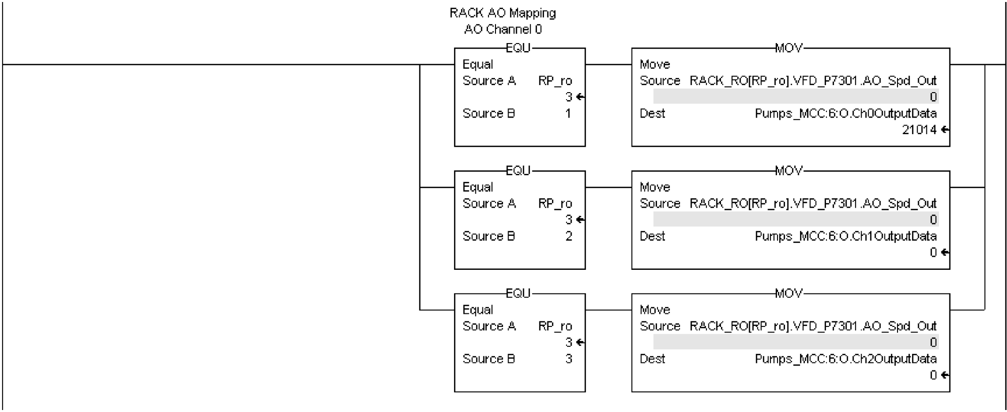


图 6-127　模拟量输出通道

学清洗罐中。这个工艺过程如表 6-17 所示。清洗液由酸液罐、碱液罐和部分反渗透产水配制而成。

表 6-17　CIP 清洗过程列表

CIP 过程	CIP 过程标签	代　码
碱液配制	CAUSTIC_MAKE	11
酸液配制	ACID_MAKE	12
膜组置换排水	CIP_Replacement	13
浸泡	CIP_SOAK	14
一段清洗	CIP_Wash1	15
二段清洗	CIP_Wash2	16
罐排放	CIP_TANK_DRAIN	17
冲洗	CIP_RINSE	18
暂停	CIP_PAUSE	19
结束	CIP_END	20

1）步序 6000：关闭膜架产水自动阀门 V7008 后进入步序 6500，如图 6-128 所示。

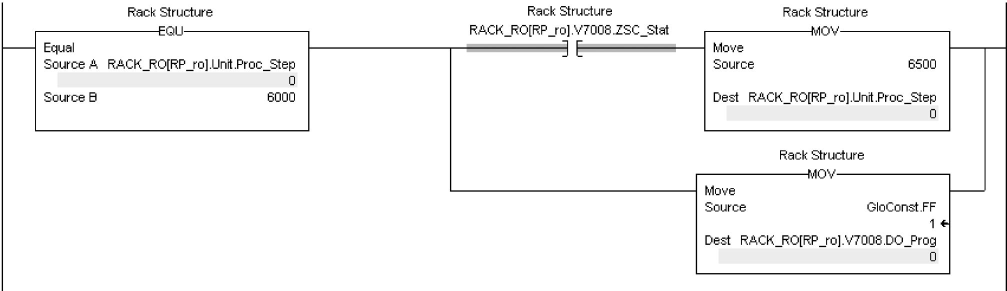


图 6-128　步序 6000

2）步序 6500：如果 CIP 配方步序已经开始，跳转到步序 6520；如果没有，跳转到步序 6510，如图 6-129 所示。

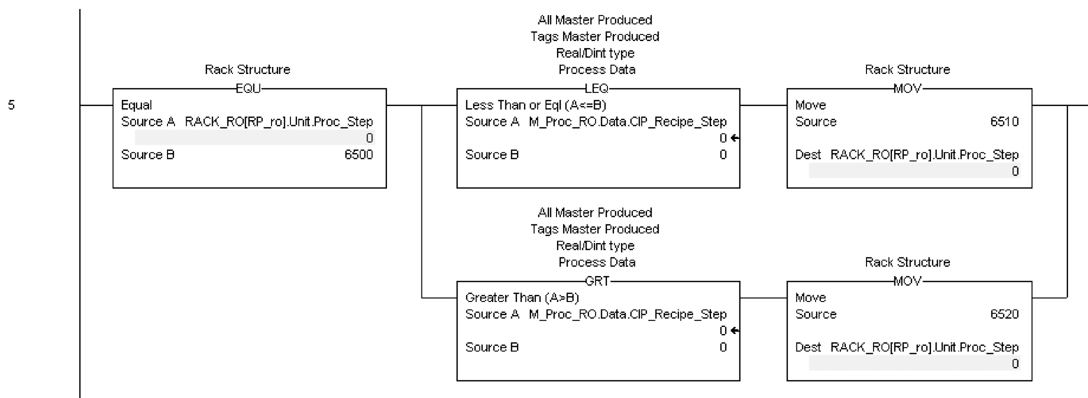


图 6-129　步序 6500

3）步序 6510：等待 CIP 顺序步序开始，之后进入步序 6520，如图 6-130 所示。

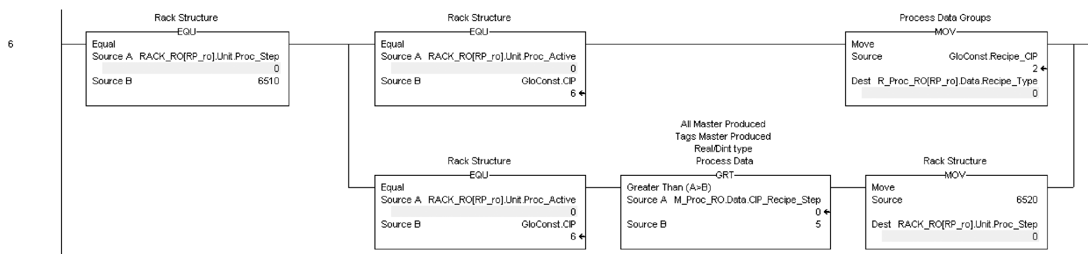


图 6-130　步序 6510

4）CIP 顺序步序的开始在另一例程中完成。当 CIP 顺序步序，三个反渗透单元有一个进行到过程步序 6510 时，初始化 CIP 顺序步序为 5，如图 6-131 所示。这样反渗透单元的过程步序就可以转到 6520，根据要求对 CIP 进水阀 V7003、V7004、出水阀 V7005、V7006 和排水阀门 V7001 及 V7002 进行操作。

根据当前步序命令，跳转到相应的 CIP 顺序步序，执行相应的工艺过程，如图 6-132 所示。

在各工艺过程的顺序步序中并不直接对各阀门进行操作，而是通过请求和确认，在过程步序中完成操作，这样保证了阀门动作的可靠性，一旦出现问题，过程步序就可以跳转到相应的问题处理例程。同时，由于溶液配制等过程需要人为参与，顺序步序会等待一些手动控制的阀门操作完成后才能继续。

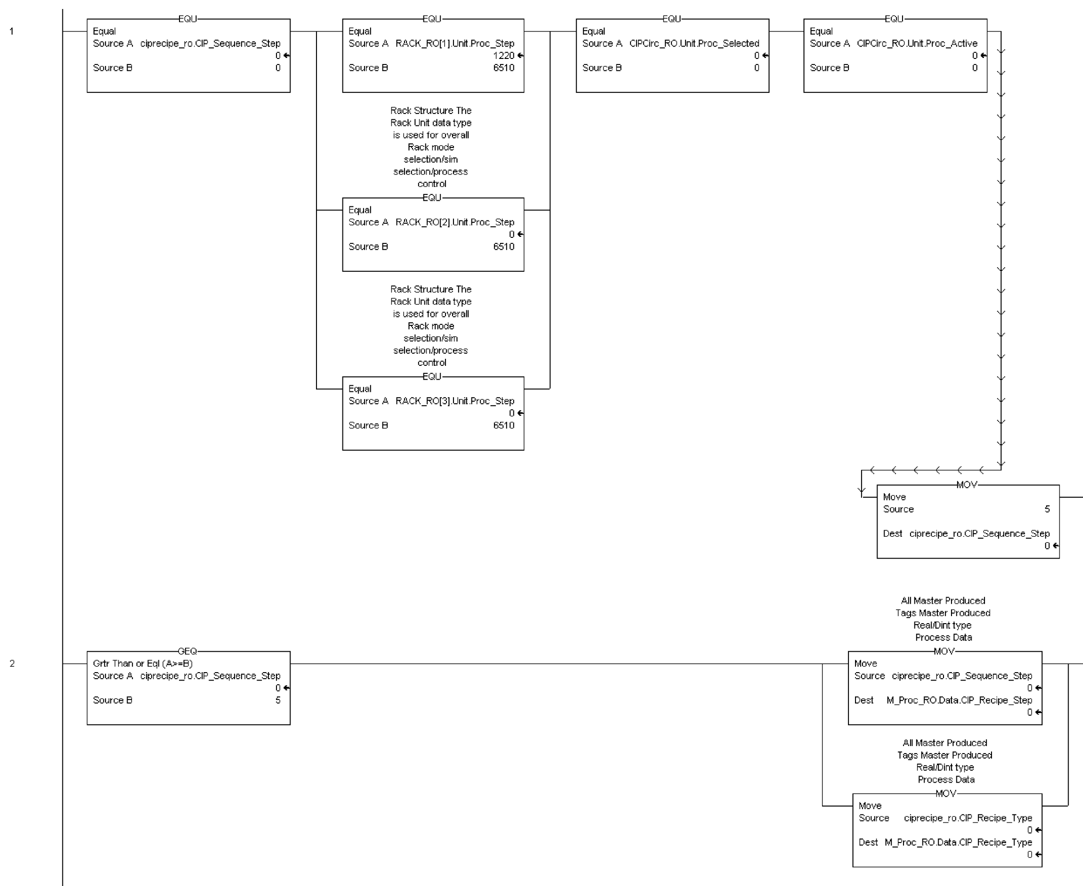


图 6-131　CIP 顺序步序的开始

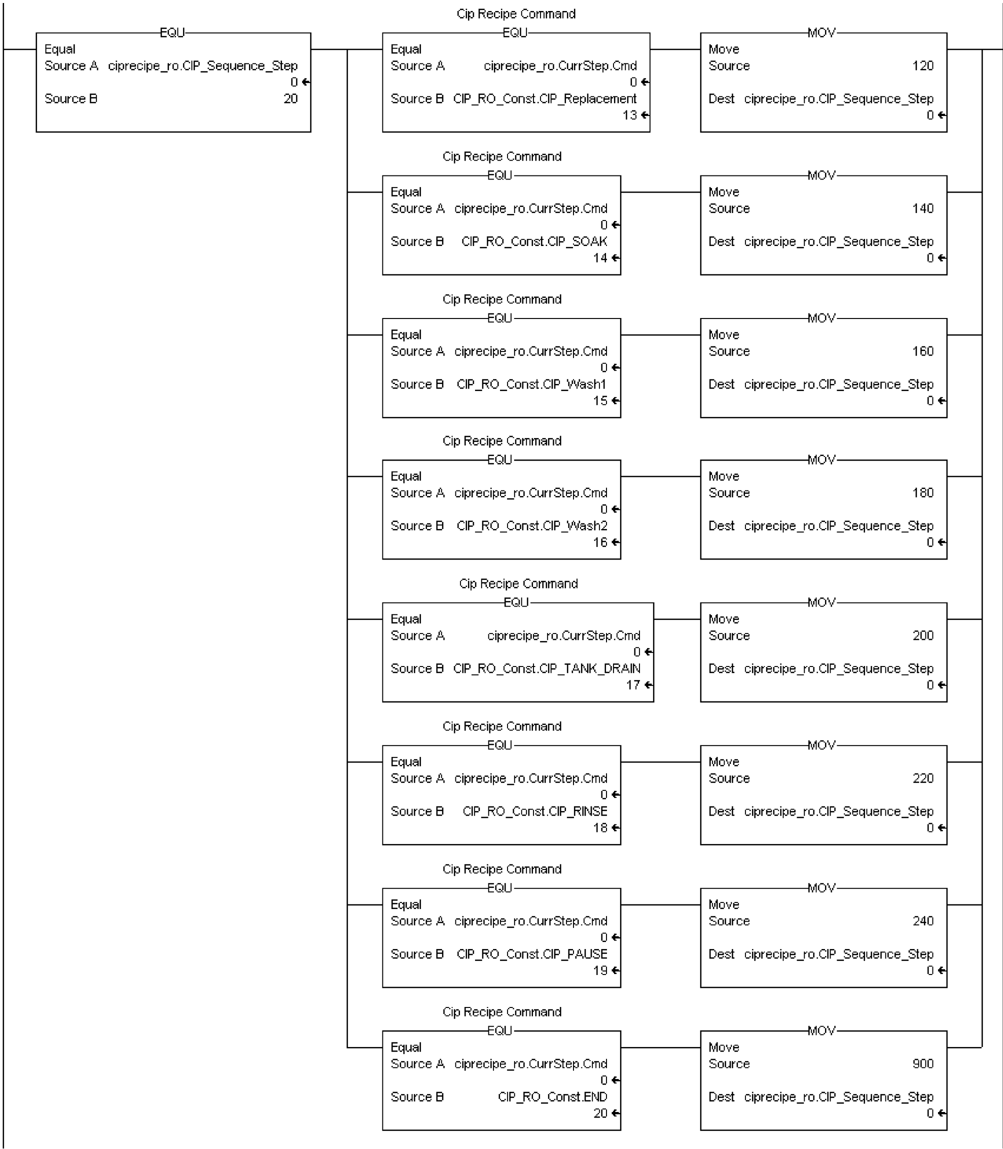


图 6-132　CIP 顺序步序的确定

参 考 文 献

［1］张统．污水处理工艺及工程方案设计［M］．北京：中国建筑工业出版社，2000.
［2］柏景方．污水处理技术［M］．哈尔滨：哈尔滨工业大学出版社，2006.
［3］王良均，吴孟周．污水处理技术与工程实例［M］．北京：中国石化出版社，2006.
［4］邱公伟．可编程序控制器网络通信及应用［M］．北京：清华大学出版社，2000.
［5］邓李．ControlLogix 系统实用手册［M］．北京：机械工业出版社，2008.
［6］夏畅斌，尹奇德．城市污水处理厂实习与设计［M］．长春：吉林科学技术出版社，2004.
［7］徐新阳，于峰．污水处理工程设计［M］．北京：化学工业出版社，2003.
［8］唐受印，戴友芝．水处理工程师手册［M］．北京：化学工业出版社，2000.
［9］杨铭鼎，周葆珍．中国医学百科全书［M］．上海：上海科学技术出版社，1986.
［10］王小文．水污染控制工程［M］．北京：煤炭工业出版社，2002.
［11］王慧琴．实用消毒剂生产技术与使用方法［M］．南昌：江西科学技术出版社，2006.
［12］郭正，张宝军．水污染控制与设备运行［M］．北京：高等教育出版社，2007.
［13］王守信，郭亚兵，李自贵．环境污染控制工程［M］．北京：冶金工业出版社，2004.
［14］童飞，黄毅，朱德文．污泥焚烧控制系统的设计与实现［J］．自动化仪表，2010，31（5）：69-72.
［15］王鼎臣．水处理技术及工程实例［M］．北京：化学工业出版社，2008.
［16］韩剑宏．中水回用技术及工程实例［M］．北京：化学工业出版社，2004.
［17］钱晓龙．ControlLogix 系统电力行业自动化应用培训教程［M］．北京：机械工业出版社，2009.
［18］冯敏．现代水处理技术［M］．北京：化学工业出版社，2006.
［19］窦照英．反渗透水处理技术应用问答［M］．北京：化学工业出版社，2004.
［20］邵刚．膜法水处理技术［M］．北京：冶金工业出版社，2000.

图书订购信息

图书零售：

网上订购：中国科技金书网
（机械工业出版社旗下大型科技图书网站）
网址：www. golden-book. com
E-mail：service@ golden-book. com
电话订购：010-68993821　　010-88379639/9641/9643
传真订购：010-68990188
邮局汇款：
地址：北京市 100037 信箱 30 分箱
收款人：网络销售部
邮编：100037
银行转帐：
户名：北京百万庄图书大厦有限公司
帐号：341556020680
开户行：中国银行北京百万庄支行

图书团购：

联系人：李红勇
电话：010-88379766
Email：dgdzcmp@ sina. com

工业网络与现场总线相关图书

序号	书　　名	书　号	定　价	出版时间	条　形　码
1	PLC 网络系统配置指南	34132-1	69. 8	201107	9787111341321
2	三菱电机通信网络应用指南	30673-3	59	201009	9787111306733
3	西门子 PLC 与工业网络技术（含 1CD）	23355-8	39	201101	9787111233558
4	西门子工业网络通信指南（上册）（1CD）	15177-7	49	201004	9787111151777
5	西门子工业网络通信指南（下册）（1CD）	16508-8	58	200908	9787111165088
6	西门子工业网络交换机应用指南	24211-6	53	200806	9787111242116
7	从 Modbus 到透明就绪——施耐德电气工业网络的协议、设计、安装和应用（1CD）	25490-4	68	200901	9787111254904
8	现场总线技术及应用教程——从 PROFIBUS、RROFINET 到 As-i	20529-6	38	201102	9787111205296
9	工业控制网络与现场总线技术	18421-8	28	201101	9787111184218

Rockwell Automation

罗克韦尔自动化技术丛书

书　名	书　号	定 价
1、循序渐进Power Flex变频器	20376-6	33.00
2、循序渐进Kinetix集成运动控制系统	24498-1	45.00
3、电气控制与可编程序控制器应用技术	22095-4	49.00
4、ControlLogix系统实用手册	23037-3	58.00
5、循序渐进SLC500控制系统与PanelView训练课	23038-0	45.00
6、深入浅出NetLinx网络架构	24983-2	30.00
7、ControlLogix系统电力行业自动化应用培训教程	24127-0	58.00
8、循序渐进CMS机器控制系统	25797-4	47.00
9、ControlLogix系统水泥行业自动化应用培训教程	26077-6	39.00
10、MicroLogix核心控制系统	31237-6	59.00
11、ControlLogix系统在污水处理行业中的应用	35489-5	45.00
12、ControlLogix系统在给水处理行业中的应用	35490-1	45.00

ISBN 978-7-111-35489-5
策划编辑：林春泉／封面设计：鞠杨
定价：45.00元

地址：北京市百万庄大街22号
电话服务
社服务中心：(010)88361066
销 售 一 部：(010)68326294
销 售 二 部：(010)88379649
读者购书热线：(010)88379203
邮政编码：100037
网络服务
门户网：http://www.cmpbook.com
教材网：http://www.cmpedu.com
封面无防伪标均为盗版

上架指导：电气工程／自动化技术

